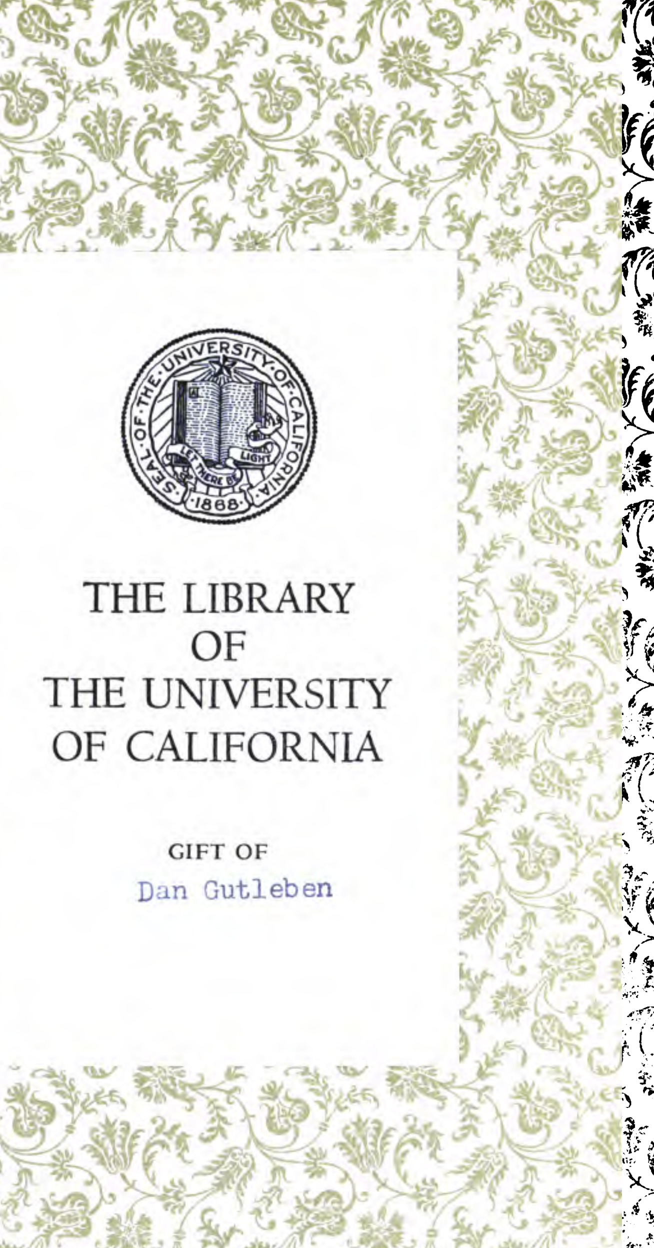


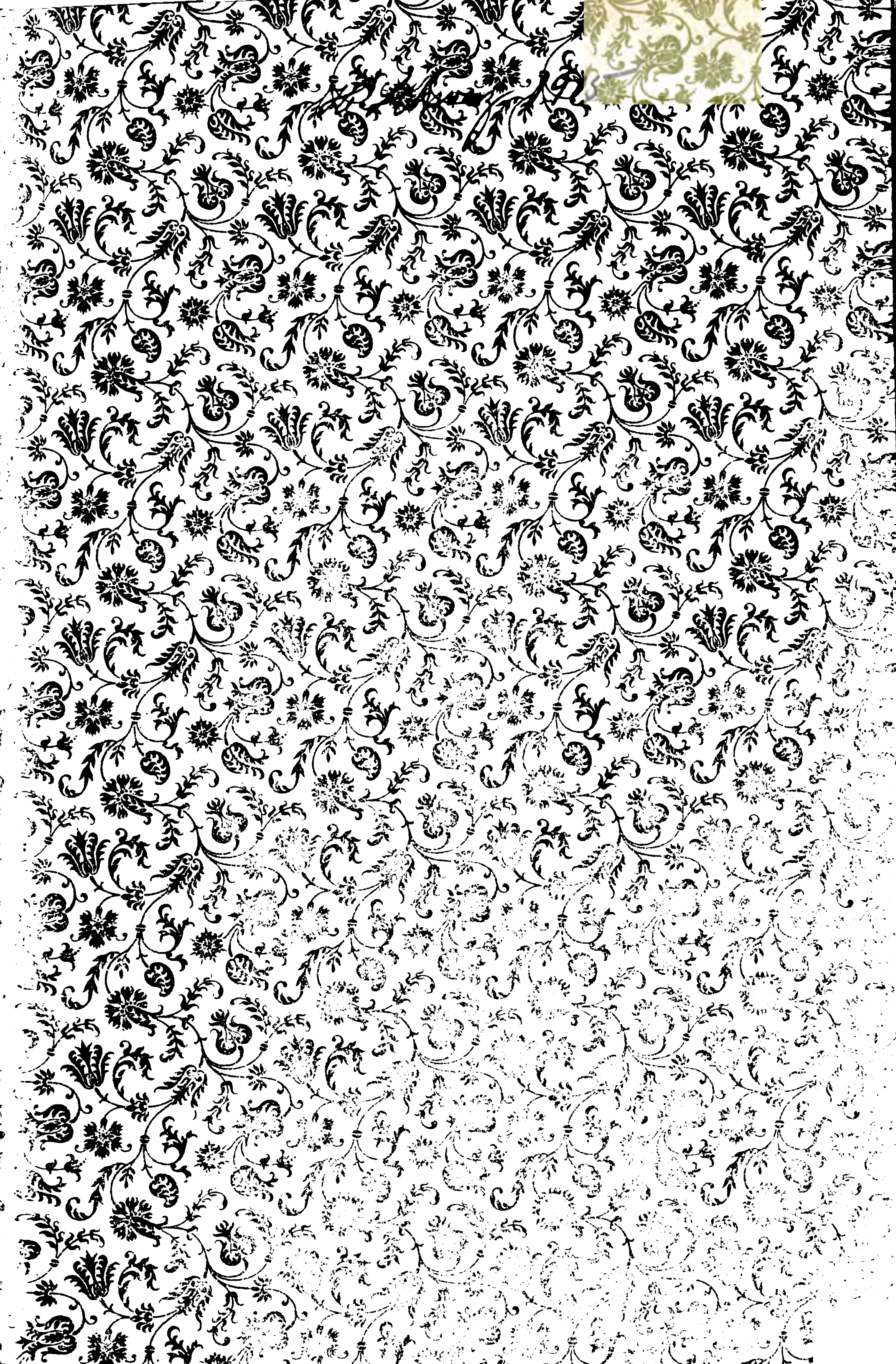
Karl Abraham

Die Dampfwirtschaft in der Zuckerfabrik.

II. Auflage

Schallehn & Wollbrück
Magdeburg


SEAL OF THE UNIVERSITY OF CALIFORNIA
LET THERE BE LIGHT
1868
THE LIBRARY
OF
THE UNIVERSITY
OF CALIFORNIA
GIFT OF
Dan Gutleben



H. Schwarz

Die Dampfwirtschaft

in der

Zuckerfabrik.

Von

Karl Abraham.

Zweite vermehrte Auflage.

1912.
Schallehn & Wollbrück,
Magdeburg.

Vorwort.

Die Dampfwirtschaft des Zuckerfaches ist ein Grenzgebiet, auf welchem sich die Zuständigkeit der Bauanstalt und der Betriebsleitung berühren. Was vom Standpunkt des einen zweckmässig sein dürfte, kann vom Gesichtspunkt des andern verurteilt werden und umgekehrt. Solche Grenzgebiete werden in allen Zweigen der angewandten Wissenschaften meist stiefmütterlich behandelt; denn die Zahl derer ist nicht gross, die beide hier ineinandergreifenden Fächer so vollständig beherrschen, um allen gerechten Ansprüchen Rechnung zu tragen. Als langjähriger Zuckerwerksleiter und auf Grund der Erfahrungen meiner späteren Tätigkeit, wo ich mich mit Entwurf und Ausführung von Geräten des Zuckerfachs befasste, Bau und Umbau verschiedener Werke leitete, wo mir an hundert Betriebe zu jeder Zeit offen standen, durfte ich mich zu solchen zählen. Auf eine Anregung von aussen entstand die erste Auflage dieses Buches 1904. Diese wurde von Fachleuten durchweg sehr günstig beurteilt. Ausser der deutschen erschien eine russische Ausgabe und eine italienische Übersetzung. Die Erlaubnis zu je einer englischen, französischen und spanischen Ausgabe wurde nachgesucht. Das beweist immerhin, dass ein Bedürfnis nach solch einem Werk gross war.

Als die Mitteilung des Verlags an mich kam, dass eine zweite Auflage erforderlich wäre, hatte ich mich aus Gesundheitsrücksichten bereits aus der Berufs-

tätigkeit zurückgezogen. Trotzdem hielt ich es für meine Pflicht, das Werk nochmals durchzuarbeiten, es dem neuesten Stand der Technik anzupassen und auch in die Zukunft etwas hineinzuleuchten. Aus meiner Jugend weiss ich, wie befruchtend solche Anregungen wirken, wie im Gegenteil hemmend, geisttötend jedes ängstliche Hängen am Bestehenden wirkt, wenn der Fachmann das Beste von heute als der Weisheit letzten Schluss behandelt. Unter der Feder ist das Buch gegen früher fast um das Doppelte angeschwollen. Schon in der ersten Auflage hatte ich im wesentlichen Neuland zu beackern, aber wo ich früher durch Berufsaufgaben gedrängt das weitere Suchen nach Zusammenhängen vorzeitig abbrechen musste, da konnte ich jetzt den Faden mit mehr Musse wieder aufnehmen und da stiess ich, besonders bei mathematischer Behandlung einzelner Vorgänge, mitunter auf ganz ungeahnte Schlüsse, welche in ihrer Einfachheit auf mich wie eine Offenbarung wirkten. Mir tat es mitunter leid, dass ich einen Teil der jetzt abgeleiteten Gesetzmässigkeiten nicht schon 10 Jahre früher kannte: so manche Anlage hätte ich dann besser entwerfen und meinen Berufsgenossen mehr nützen können. Aber ich tröste mich; wenn nicht die noch im werktätigen Leben stehenden älteren Genossen, so wird die schaffensfrohe Jugend das Versäumte sicher in Taten umsetzen. So mancher der hier niedergelegten Gedanken könnte geschützt und verwertet werden. Ich habe dieser Versuchung widerstanden. Ich hoffe, dass sich das Gute auch so durchsetzen wird.

Voraussichtlich ist dieses Buch meine letzte zuckertechnische Arbeit. Darum hielt ich es für meine Pflicht, hier möglichst viel von den Erfahrungen, welche mir ein arbeitreiches Leben gebracht hat, zum Gemeingut zu machen. Manche meiner Betrachtungen konnten

streng genommen in einer Dampfwirtschaft fehlen, aber sie dürften trotzdem sehr vielen willkommen sein. Allbekanntes habe ich nach Möglichkeit gemieden, denn dieses Buch soll kein bestehendes ersetzen. An einigen Stellen bin ich auf meine eigenen Vorrichtungen und Bauarten etwas näher eingegangen; auch das ist der Absicht entsprungen, zu nützen, denn heute besteht keins meiner Patente. In den Beurteilungen der ersten Auflage glaube ich zwischen den Zeilen des Lobes herausgelesen zu haben, dass mein Buch studiert werden müsse. Ich empfand das als Tadel und habe mir in dieser Auflage die grösste Mühe gegeben, so klar und gemeinverständlich zu sein, dass es von allen, die es angeht, leicht erfasst werden kann. Ich hoffe, dass diese inhaltlich bedeutend erweiterte und im angedeuteten Sinne verbesserte Auflage nicht nur allen denen willkommen sein dürfte, welche die erste Auflage kennen, sondern auch weiteren Kreisen des Zuckerfachs und des Maschinenbaues nützlich sein wird.

Nebenher ist hier der erste Versuch gemacht, ein zuckertechnisches Werk tunlichst ohne Fremdwörter zu schreiben. Ich glaube den Beweis erbracht zu haben, dass man auch im Zuckerfach, nicht zum Schaden für Kürze und Klarheit, ohne das übliche Fachkauderwelsch sehr gut auskommen kann. Nur im Titel musste das Fremdwort „Fabrik“ aus Rücksicht auf den Buchhandel bleiben, weil hier eine zweite Auflage vorliegt. Andre werden in dieser Richtung bei nächster Gelegenheit besseres leisten können. Hausdings „Fachwörterverdeutschungsbuch“ kann hier gute Dienste tun.

Oberhof i. Th., im Januar 1912.

Der Verfasser.

Inhaltverzeichnis.

Fachsprache.

Angeregt durch die Auseinandersetzungen im „Centralblatt f. d. Zuckerindustrie“ Nr. 5, 7, 16, 18u. 27, Jahrg. XX, über die Fremdwörter im Zuckerfach und dem wie überall so auch in allen Zweigen der Technik bemerkbaren Bestreben, die Fachsprache vom üblichen Kauderwelsch zu befreien, hielt ich es für meine Pflicht, bei Abfassung vorliegender II. Auflage diese Richtlinie einzuhalten. Ich glaubte das um so mehr tun zu m ü s s e n, als die erwähnte Besprechung gewissermassen klärend gewirkt hat. Man weiss ungefähr, was man den Zeitgenossen an vernünftiger Sprachreinigung ohne Anstoss bieten darf. Ich hoffe hier auf Zustimmung aller Gebildeten, denn nur Ungebildete glauben durch Gebrauch unnötiger Fremdwörter gelehrt zu erscheinen. Soweit es mir die kurze Zeit erlaubte, nahm ich in dieser Sache Fühlung mit Meistern der Fachsprache und halte mich im wesentlichen auch von dieser Seite gedeckt.

Hier folgen die in diesem Buch immer wiederkehrenden wichtigsten zum Teil neuartigen Fachausdrücke. Über die Begründung wolle man zum Teil nachlesen im „Centralblatt“ XX, Nr. 16, 18 und 27.

Armatur = Ausrüstung.
Diffusion = Auslaugung.
Diffusionswasser = Restwasser.
Diffusionsbatterie = Gefässkette.
Fabrik = Werk.

Filtration, filtrieren = Filtrung, filtern,
Industrie = Gewerbe.
Kondensieren, Kondensat, Kondensator = vertauen, Tau(wasser), Tauer.*)
Latente Wärme = gebundene Wärme.
Melasse = Restsirup.
Multiplizieren = malen.**)
Polarisation = (Licht)drehung.
Produkt = Wurf, Erzeugnis. Wo sonst dieses oft recht unbestimmte Wort erscheint, sind immer die sehr bestimmten und klaren Bezeichnungen I., II. Masse, I., II. Zucker, I., II. Ablauf gesetzt.
Raffinerie = Feinsiederei, Feinwerk.
Reinheitsquotient = Reinheit, Reinheitzahl.
Saturation, Saturateur, saturieren = Sättigung, Sättiger, sättigen (auch säuern).
Station = Stelle.
Temperatur = Wärmestufe.
Temperaturdifferenz = Wärmegefälle.
Thermometer = Wärmemesser.
Transmissionskoeffizient = Leitungzahl.
Vakuum = Sudkörper, Kornkocher, Saugkocher.
Viskosität = Zähigkeit, Klebrigkeit.
Wärmekapazität = Wärmehalt (Eigenwärme wäre hier zweideutig).
Zentrifuge = Schleuder.

Sonst angewendete Verdeutschungen werden ohne weiteres klar sein und auch die obigen wird kaum jemand störend empfinden.

---

*) Wollte ich diese im „Centralblatt" empfohlene Verdeutschung nicht anwenden, so müsste ich hier dutzendweise Fremdwörter gebrauchen. Diese Wahl ist so glücklich, dass, wenn sie nicht schon gemacht wäre, man diese Deckwörter erfinden müsste.

**) Trotz Müller und Maler bereits in den Schulen eingeführt.

Einleitung.

Alle Körper der Natur sind mehr oder weniger mit Wärme „geladen". Erst bei der praktisch nicht erreichbaren Kälte von —273° würde ein Körper all seine Wärme verlieren. Die zum Anwärmen einer Gewichtseinheit eines Stoffes um 1° erforderliche Wärmemenge ist sein Wärmefassungsvermögen oder kurz Wärmehalt (seine Wärmekapazität). Sie ist für jeden Stoff, ja für jeden Zustand (z. B. Wasser, Eis, Dampf) verschieden. Der Wärmehalt des Wassers, daher die Wärmemenge, welche eine Gewichtseinheit Wasser um 1° erwärmt, gilt als Wärmeeinheit (Kalorie) bei allen möglichen Wärmeberechnungen und wird mit WE bezeichnet. Je nach der gewählten Gewichtseinheit kann man von Gramm- oder Kilogramm WE (auch grossen und kleinen WE) sprechen. Wir wollen WE immer auf kg beziehen. Um die Anzahl WE zu bestimmen, welche ein Körper beim Erwärmen von t^0 auf t^0_1 aufnimmt, malt man sein Gewicht G mit der Gradsteigung $t_1 - t$ und seinem Wärmehalt c nach der Formel $G\,(t_1 - t)\,c$. Da bei Wasser $c = 1$ ist, so ist hier der betreffende Wert $= G\,(t_1 - t)$ und für $1^0 = G$.

Die für uns in Betracht kommenden Stoffe haben folgende Wärmehalte:

Wasser	1
Eis	0,504

Dampf . . . . 0,475*)
Zucker nach Kopp 0,301
Luft . . . . 0,2375*)
Kalkofengas . . . . 0,23*)
Gusseisen 0,13
Gebrannter Kalk 0,20

Die entsprechende Zahl für den Nichtzucker der Rüben und Säfte hängt natürlich von dessen Zusammensetzung ab. Sie ist etwas kleiner als die des Zuckers. Wir wollen sie durchschnittlich mit 0,3 einschätzen.

Der Wärmehalt der Lösungen ist etwas geringer als das Durchschnittsmittel ihrer Bestandteile wegen der beim Lösen erfolgenden Schrumpfung. Vernachlässigt man letzte, so kann man den Wärmehalt einer Zuckerlösung nach der Formel

$$c = \frac{B.\,0{,}3 + (100 - B)}{100} = \frac{100 - 0{,}7\,B}{100} \quad . \; . \; . \; (1)$$

bestimmen. Darin bedeutet B den Zuckergehalt in 100 Teilen der Lösung (Grade Brix). 100 — B ist folglich der entsprechende Wassergehalt. Der Zähler des Bruches ergibt also die Anzahl WE, welche erforderlich ist, um 100 kg der Lösung um 1^{0} zu erwärmen, und der ganze Bruch — dasselbe für 1 kg. Diese Formel gibt folgende Werte:

Tafel 1.

Wärmehalt der Zuckerlösungen.

Zuckergehalt = Grade Brix.																	
10	15	20	25	30	35	40	45	50	55	60	65	70	75	80	85	90	95
0,93	0,89	0,86	0,82	0,79	0,75	0,72	0,68	0,65	0,61	0,58	0,54	0,51	0,47	0,44	0,40	0,37	0,33

Der Wärmehalt der Rübensäfte ist eher noch etwas geringer. Es ist daher nicht statthaft, diese in

*) Bei unveränderlichem Druck.

üblicher Weise = 1 zu setzen, denn 1 kg 70% Lösung bedarf zum Anwärmen um 1° etwa 2 mal, 1 kg Füllmasse gar 3 mal weniger Wärme als 1 kg Wasser.

Bei Übergang der Stoffe aus einem Zustand in einen andern, wird Wärme verbraucht bezw. freigegeben, selbst wenn der Stoff dabei weder wärmer noch kälter wird. Man bezeichnet solche als gebundene Wärme. In unseren Fällen kann es sich nur um Wasserverdampfung bezw. Dampfvertauung, ausnahmsweise um Eisschmelzen handeln. 1 kg Eis von 0° bedarf zu seiner Verflüssigung 80 WE. Mit anderen Worten kann 1 kg Eis von 0° mit 1 kg Wasser von 80° so geschmolzen werden, dass sich 2 kg Wasser von 0° ergeben. Noch viel grösser ist die gebundene Wärme des Dampfes. Um 1 kg Wasser von 100° in Dampf von ebenfalls 100° zu verwandeln, müssen rund 537 WE zugeführt werden. Umgekehrt werden diese 537 WE wieder frei, sie können restlos der Beheizung nutzbar gemacht werden, wenn 1 kg Dampf von 100° in Wasser von 100° verwandelt wird. Die gebundene Dampfwärme bleibt aber nicht immer gleich. Sie ist um so geringer, je höher die Hitze, bei welcher der Dampf verflüssigt wird. Um immer mit runden Zahlen zu rechnen, genügt es, bei nahe unter 100 liegenden Wärmegraden 540 WE anzusetzen und nahe über 100° 530. Bei weiter abliegenden Graden bedient man sich der Tafel von Zeuner, die in allen Taschenbüchern zu finden ist.

Alle für den Betrieb massgebenden Wärmerechnungen bestehen darin, dass man die Wärmemenge bestimmt, welche die zusammenwirkenden Massen erstens vor der Behandlung und zweitens nach derselben enthalten, und die etwaigen durch Versuch zu ermittelnden Verluste, welche die äussere Abkühlung verursacht, zur letzten Zahl hinzuzählt. Der Unterschied ergibt dann die Zahl der verbrauchten

oder erforderlichen WE. Um sicher zu sein, dass man bei dieser Gegenüberstellung nichts übersehen hat, ist es manchmal gut nachzurechnen, ob auch die berücksichtigten Gewichtsmengen der Wärmeträger vor und nach der Behandlung übereinstimmen. Der Einfachheit halber geht man nicht allemal von — 273° aus, sondern bestimmt nur das Mehr an Wärme, welches die in Frage kommenden Stoffe über 0° enthalten. Teilt man den so errechneten, in WE ausgedrückten Wärmebedarf durch die gebundene Wärme, welche 1 kg Dampf gegebenenfalls frei macht, so hat man den Dampfverbrauch, vorausgesetzt, dass der Tau dampfwarm abfliesst. Läuft er kälter ab, so sind zur gebundenen Wärme noch so viele WE hinzuzurechnen, um wieviel Grad kälter das Wasser ist. Es sind fast immer ganz einfache, nach gewisser Gewöhnung jedermann zugängliche Rechnungen.

Bei allen Wärmerechnungen, wollen wir die Stoffmengen (Saft, Dampf usw.) immer auf 100 kg verarbeiteter Rübenschnitzel beziehen. *Alle in den Formeln vorkommenden Werte*, die nicht etwa WE bedeuten, *sind also immer Prozente des Rübengewichts*. Jeder kann daher die Zahlen leicht für seine Verhältnisse verwerten. Erscheint das Schnitzelgewicht selbst in der Rechnung, so ist es selbstverständlich durch die Zahl 100 ausgedrückt.

Es lag im Wesen des Gegenstandes, dass mir *bei den Beispielen* und manchen praktischen Erwägungen hauptsächlich *eine* Arbeitweise vorschweben musste. Ich wählte die Arbeit auf weissen Kristallzucker in zwei Würfen, weil sich die Schlüsse und die Berechnung für die Rohzuckerarbeit daraus, durch Wegfall einiger Eingriffe und der entsprechenden Posten, von selbst ergibt; weil diese Arbeitweise,

was man auch einwenden möge, volkswirtschaftlich die richtigere ist und früh oder spät auch in Deutschland durchdringen muss.*) Um immer verstanden zu sein, will ich sie hier im wesentlichen kurz schildern.

Der meist auf 80—85° C. vorgewärmte Rohsaft wird mit 2—3% Kalk behandelt und meist in drei, durch Filtrungen geteilten Stufen gesättigt, wobei meist vor der II. Stufe das letzte ½% Kalk zugegeben wird. Die Wärme wird in der I. und II. Stufe sehr

*) Denn es ist eine Verschwendung, wenn der Zucker nebst anhaftendem Restsirup im Rohzuckerbetrieb aus der Schleuder genommen, eingesackt, verwogen und nach der Feinsiederei geschafft wird, um dort auf dem Umwege eines neuen Einmaischens wieder in die Schleuder zu wandern und erst dann ausgedeckt („affiniert") zu werden. Es stimmt ja, dass sich nicht jeder Betrieb mit Kleinhandel abgeben kann; dann ist es aber geboten, dass sich 10, 20 dazu zusammentun. Im Lande der Organisation wird das schon gehen, wie es anderswo auch geht. Ein Zuckerwerk sollte seinen ganzen Restsirup der Landwirtschaft zurückgeben, Kristallzucker für den Verbrauch herstellen und der Feinsiederei weisse Ware für die Erzeugung von Würfel-, Hut- und anderer Verbrauchzucker liefern. Man spart dann die Kosten eines Einsackens, Verwiegens, Versandes, Einmaischens und Schleuderns. Die Verarbeitung der Abläufe bedingt in der Feinsiederei keine geringeren Kosten; im Gegenteil, bei der vielfachen Dampfausnützung steht hier der Rohzuckerbetrieb günstiger. Auch die Lagerung weisser Ware ist mit geringerem Zuckerverlust verknüpft als bei Rohzucker. Was in West und Ost als das Richtigere gilt, wird in diesem Falle auch für deutsche Verhältnisse passen. Wenn die Preisspannung zwischen Roh- und Weisszucker solcher Arbeitweise nicht immer günstig ist, so deutet das auf ungesunde Verhältnisse. Die Feinsiedereien haben natürlich ihre Gründe, die Herstellung der Verbrauchsware für sich allein zu beanspruchen: das Gesamtgewerbe eines Landes kann aber auf die Dauer nicht ungestraft solche Energieverschwendung treiben. — Nebenbei gesagt, ist die Weisszuckerarbeit eine viel bessere Schule für den Zuckertechniker. Hier lernt man erst so recht die verschiedenen Arbeitweisen nach ihren Früchten würdigen. Wirkungen, die am Rohzucker kaum zu merken sind, sieht man recht deutlich an der weissen Ware.

verschieden geregelt und dies scheint bei gesunden Rüben und normalem Betrieb so ziemlich belanglos zu sein. Die III. Dünnsaftsättigung wird meist mit schwefliger Säure durchgeführt. Selbstverständlich ist es gleichgültig, ob stetig oder unterbrochen gesättigt wird. Wo erste Arbeitsweise nicht gelingt, liegt es an der Einrichtung oder an der Handhabung. Wichtig ist bei stetiger Arbeit, dass der Zufluss des geschiedenen Saftes einigermassen gleichmässig erfolgt. Kommt er schubweise, so werden einzelne Saftposten übersättigt und diese waschen dann in den Pressen aus den Schlammkuchen den bereits ausgeschiedenen Nichtzucker aus und stellen die ganze Saftreinigung in Frage. Um diesem vorzubeugen, würde ich immer empfehlen, statt der üblichen zwei Abteile deren drei (und nicht zu kleine!) zu wählen. Bei der I. Sättigung wird dann gleich im ersten auf 0,15—0,16 heruntergesäuert. Den Rest verteilt man auf die beiden andern Abteile. Die Kalkzugabe zu der II. Sättigung habe ich öfter selbstregelnd ausgeführt in der Art, dass der zufliessende Saft ein Rad betätigt, welches mit einem Schöpfwerk für die Kalkmilch verbunden ist. In demselben Verhältnis wie der Saftzufluss, ändert sich dann selbsttätig die Kalkzugabe.

Nach den Schlammpressen folgen Nachfilter. Nach den I. Pressen sind solche jedenfalls geboten, da sonst viel Schlamm aus der I. Stufe in die II. gelangt; besonders nach dem Anlassen, sodann durch unachtsames Auspacken (bei unbedeckter Rinne) und durch schadhafte Tücher. Bei der verringerten Alkalität löst sich in der II. Stufe ein Teil des Nichtzuckers aus dem mitgenommenen Schlamm wieder auf und stellt so die Wirkung der Scheidung in Frage. Jeglichen Beutelfiltern sind ganz entschieden pressenartige

Filter vorzuziehen. Vor dem Eintritt in die Verdampfung wird fast ausnahmslos zweimal gefiltert und dabei vor der letzten Filtrung meist aufgekocht. Wird der Dünnsaft nicht geschwefelt, so tut man dies öfters beim Mittel-, mitunter auch beim Dicksaft. Es empfiehlt sich dabei, *vor* und nach der Schwefelei gründlich zu filtern. Grade die *vorherige* Filtrung scheint insofern von Bedeutung, als die schweflige Säure nicht unnötig zur Zersetzung des beim Eindampfen ausgeschiedenen und im Safte schwimmenden Nichtzuckers verbraucht wird, der dabei zum Teil wieder in Lösung gehen könnte. Der Vorzug der Mittel- bezw. Dicksaftbehandlung mit SO_2 besteht darin, dass die Heizflächen der Verdampfung dann viel weniger unter Steinabsatz leiden als bei der Dünnsaftschwefelei. Ob dieser Vorzug den Nachteil einer Arbeitstelle mehr aufwiegt, sei dahingestellt, denn es gelingt *ausnahmslos* in 3 Dünnsaftsättigungen, wenn nach jeder zweimal gefiltert und die letzte mit SO_2 betrieben wird, ohne jede Bearbeitung des Dick- oder Mittelsaftes (ausser *einer* Filtrung) den schönsten weissen Zucker zu erzielen. Manche Betriebe kommen ganz ohne Schwefelei mit nur 3 Kohlensäurungen aus.

Ein Werk ist mir im Gedächtnis, welches bei nur zwei Säuerungen gute Ware machte; dort wurde der Saft in der II. Stufe zuerst mit CO_2, dann mit SO_2 und am Schluss nochmals mit CO_2 behandelt. Auch anderwärts trifft man ab und zu den Brauch, das Schwefeln mit CO_2 zu beschliessen. Man behauptet, die Tücher und die Verdampfkörper verkrusten dann viel weniger. Ob nun so oder anders verfahren wird, jedenfalls empfiehlt es sich, den Dicksaft vor dem Verkochen zu filtern. Das geht *ganz vorzüglich* auch durch Tücher, wenn gehörig — bis nahe an 100°

— angewärmt wird.*) Der Nutzen dieser Behandlung wird einleuchten, wenn man bedenkt, wieviel Stein sich bei der Verdampfung an den Heizflächen ansetzt. Dies ist aber nur der kleinere Teil des ganzen Niederschlags: der grössere Teil bleibt als Trübung in der Flüssigkeit; er vergrössert den Aschengehalt des Zuckers, schädigt die Kornbildung und erschwert das Schleudern.

Die I. Masse wird jetzt mit gutem Grund meist heiss, d. h. sofort nach dem Ablassen geschleudert. Sobald die Schleuder in vollem Gang ist, wird mit etwas verdünntem (40—60° Bx.) I. Ablauf und dann mit Dampf gedeckt.**)

Der fertige weisse Zucker wird aus der Schleuder in eine Kühl- und Trockentrommel befördert, welche

---

*) Die später folgende Tafel 17 enthält die Zähflüssigkeitsgrade verschiedener Zuckerlösungen. Durch Versuche hab ich festgestellt, dass die zulässige Filtergeschwindigkeit im umgekehrten Verhältnis zu den Werten dieser Tafel steht. Ist z. B. ein Saft 10 mal zähflüssiger als ein anderer, so kann er trotzdem blank gefiltert werden, wenn er (dieselbe Niederschlagsart vorausgesetzt) 10 mal langsamer gefiltert wird. Da aber, wie die Tafel 17 zeigt, bei 100° sämtliche Säfte fast so dünnflüssig wie Wasser werden, so ersieht man daraus die Bedeutung hoher Anwärmung.

**) Verleitet durch Bock stellte man seinerzeit auch bei Weisszuckerarbeit in vielen Werken eine grössere Zahl Kühlmaischen auf und rührte längere Zeit vor dem Schleudern. Zwar wachsen dabei noch die Kristalle, aber nebenher geht auch ein Zerreiben derselben. Selbst wenn die Masse durch Zusatz von I. Ablauf ganz dünnflüssig gehalten wird, ist es nicht zu vermeiden, dass die leicht zu Boden sinkenden Kristalle sich hier anstauen und beim Rühren gegenseitig abschleifen. Das so gebildete Feinkorn erschwert später das Ausdecken; letztes dauert länger und man verliert dabei mehr Zucker, als durch langes Rühren anwächst. Tatsächlich ergaben mir vielfache Versuche, dass bei heissgeschleuderter Füllmasse der Reinheitsgrad des ganzen Ablaufes von einer Schleuder immer etwas niedriger, die Zuckerausbeute also grösser ist, als nach 3—6 Stunden Rührzeit. Obendrein war der heissgeschleuderte Zucker immer etwas schöner.

zum Ausscheiden etwaiger Knoten öfter ein Sieb am Ende trägt.

Da man immer mehr zur Einsicht kommt, dass nur ganz kalt eingesackter Zucker dauernd lagerungsfähig ist, so trifft man hinter der Trockentrommel, die ihren Zweck als Kühler meist nicht ganz erfüllt, öfter ziemlich umfangreiche zusätzliche Kühlvorrichtungen, z. B. mit Rechen versehene breite Förderbänder usw. Die meisten Kühlvorrichtungen berücksichtigen die geringe Leitungsfähigkeit des Zuckers nicht. Wenn der schnell gekühlte, sich kalt anfühlende Zucker in den Sack kommt, so wird er wieder warm, weil die Wärme aus dem Innern der Körnchen erst nach und nach zur Oberfläche kommt. In einer guten Kühlvorrichtung sollte der Zucker daher nicht zu kurze Zeit verweilen.

Der Ablauf wird zum Teil selbsttätig in zwei, hin und wieder in drei Teile gesondert,*) Der bessere Ablauf wird meist in solcher Menge aufgefangen und in den Betrieb zurückgeführt, dass es möglich ist, ohne die I. Masse sehr stramm zu kochen, eine Mutterlauge von möglichst nicht über 74 Reinheit zu erhalten. Vor dem Ablassen wird die I. Masse mit etwa 10% vorgewärmtem I. Ablauf verdünnt. Der I. Ablauf wird innerhalb 12 bis 24 Stunden auf Korn gekocht, 3 bis 5 Tage gerührt und meist ohne Dampf bei etwa 45° geschleudert. Meist gibt man zu der sehr stramm gekochten II. Masse vor dem Ablassen einen Zuzug von heissem II. Ablauf, allenfalls auch in die Maischen, im Maasse des Abkühlens und Dickerwerdens. Dadurch werden die immerhin etwas weichen Körner mehr

*) Mein seit 1899 bewährter selbsttätiger Ablaufscheider war seinerzeit im „Centralblatt für die Zuckerindustrie“ beschrieben.

auseinander gerückt, sie schwimmen freier und werden so vor Zerreibung und Feinkornbildung geschützt.

Der II. Zucker wird aufgelöst und in den Betrieb zurückgeführt.

Mitunter erfolgt sein Auflösen in der Schleuder selbst. Zu diesem Zweck führt man in die im vollen Lauf befindliche ausgeschleuderte Trommel einen Strahl heissen Saftes hinein, nachdem man den Ablauf auf eine zweite Rinne gerichtet und den Schleudermantel selbst zuvor etwas ausgedämpft bezw. auch mit etwas heissem Wasser (durch ein gelochtes Ringrohr) ausgespült hat. Diese Arbeitweise erspart das Anhalten und Ausräumen und schont Schleuder und Riemen. Jede Schleuderbauart ist dafür gleich gut geeignet, grösste Achtsamkeit (beim Umschalten der Abläufe!) ist aber Bedingung. Ist man dessen nicht sicher, so lasse man ab davon. Bei schlechten Rüben ist es manchmal geboten, dem II. Zucker nach dem Ausschleudern nachträglich noch eine ganz kleine kalte Wasserdecke zu geben und den dabei erzeugten besseren Ablauf mit dem Ablauf von der I. Masse zu vereinigen. Dabei wird tatsächlich nur sehr wenig Zucker aufgelöst: der Ablauf ist nur wenig reiner als die Mutterlauge, denn diese wird durch das Wasser vom Korn nur abgespült. Bei solchem Verfahren wird der Einwurf sehr verbessert. Gleiche Vorsicht wie beim Auflösen in der Schleuder ist hier geboten. Beide Verfahren lassen sich zweckmässig vereinigen. Es müssen dann aber drei Rinnen vorhanden sein.

Wo bester Kristallzucker erzeugt werden soll, wird bei schlechten Rüben mit dem Zurückleiten der Abläufe etwas vorsichtiger verfahren. Man lässt die Mutterlauge bei der I. Masse zuckerreicher, erhält dementsprechend höhere II. Masse, welche dann im

Kocher und in den Maischen grösseren Zusatz von heissem II. Ablauf erhält, um die Reinheit genügend herabzudrücken und den Körnern die erforderliche Schonung zu geben, was bei einem Korngehalt von nicht über 40—45% gesichert ist.

Der I. Ablauf wird hin und wieder, wie er von den Schleudern kommt, nach gehöriger Anwärmung ohne Verdünnung gefiltert, was sehr zweckmässig zu sein scheint. Eine vorherige chemische Behandlung, wie man sie öfter antrifft, scheint kaum mehr zu nützen, als solche einfache Filtrung, die auch durch Tücher gelingt, wenn nahe bis 100° angewärmt wird.*)

In der Art der Rückleitung der Abläufe und des aufgelösten Rohzuckers herrscht grosse Verschiedenheit. Am meisten verbreitet ist die Zugabe in die II. Sättigung, neuerdings auch die gesonderte Behandlung mit Kalk und Kohlensäure und Zugabe zum Mittelsaft nach erfolgter Filtrung, worauf manchmal noch gemeinsam geschwefelt wird. Mir scheint die Hauptsache zu sein, dass der immerhin Überhitzungstoffe enthaltende Ablauf und die Rohzuckerlösung irgendwo einmal gehörig mit Kalk aufgekocht werden. Je einfacher und mit je geringeren Kosten dies erreicht wird, um so besser.**)

In angedeuteter Weise ist es möglich, bei jeder Rübe weisse Ware von über 99,8 Drehung und einen II. Ablauf mit Reinheit unter 60 zu erzielen. Der Reinheitgrad des Restsirups kann allerdings nicht als Maass für die Güte der Arbeit angesehen werden, denn vielmehr als von dieser hängt er von den Boden- und Witterungsverhältnissen ab. Auf dem üppigen Boden Südrusslands mit dem Steppenklima fällt dieser

*) Siehe Fussnote S. 18.
**) Hierüber Näheres Seite 48.

nicht selten bis 54 und darunter. In einem mir bekannten Falle hatte der II. Ablauf bei ganz gewöhnlicher Arbeit nur eine Reinheit von 48. Dabei war der gewonnene Zucker so schön wie anderwärts bei 60. Dementsprechend drehen in solchen Fällen auch alle Säfte niedriger, aber die Kornbildung geht trotzdem sehr leicht, weil der Nichtzucker zum grossen Teil aus Mineral-Salzen besteht. Anderseits hab ich einen Fall untersucht, wo man bei peinlichster Arbeit nicht unter 62—63 herunter kommen konnte.

Ob nun die Arbeitweise diese oder eine andere ist, die im Folgenden gezogenen Schlüsse bleiben immer dieselben. Auch sämtliche Tafeln sind für jede Arbeitweise maassgebend. Jeder wird sich, meinen Ausführungen folgend, den Dampfverbrauch für seinen Fall mit genügender Genauigkeit herausrechnen oder aus den Tafeln unmittelbar herauslesen, sowie auch jede Abänderung in der Arbeitweise oder Einrichtung vom Standpunkt des Dampfverbrauchs leicht beurteilen können.

Ich will zuerst den Dampfverbrauch der einzelnen Arbeitstellen ermitteln, die Verhältnisse, welche diesen Verbrauch beeinflussen, aufklären und dann die Dampfausnutzungsverfahren, welche unabhängig vom Einzelverbrauch die Verminderung des Gesamtdampfverbrauchs zum Zwecke haben, besprechen. An verschiedenen Stellen eingefügte Rechenbeispiele und weiterhin eine Anzahl Entwürfe sollen die theoretischen Betrachtungen verdeutlichen.

Der Dampfverbrauch einzelner Heizstellen.

I.

Auslaugung.

Bei der Auslaugung werden am vorderen Ende Rübenschnitzel mit 0—15° zugeführt und Rohsaft mit 20—40° abgeführt; am hinteren Ende wird Druckwasser von sehr verschiedener Wärme eingeführt und ausgelaugte Rückstände mit dem Restwasser abgeleitet. Letztes Gemisch ist gewöhnlich um einige Grad wärmer als das Druckwasser.

Der Wärmeverbrauch hat hier zwei Ursachen: Einmal die Wärmeverluste durch äussere Abkühlung der Gefässe samt Leitungen, Heizkörpern, Pülpefängern und Messgefässen, zweitens den Umstand, dass in den Erzeugnissen (also im Safte und den wässerigen Rückständen) immer mehr Wärme enthalten ist, als in den eingeführten Rübenschnitzeln und Druckwasser. Der Fehlbetrag muss also durch Anwärmen zugeführt werden.

Nehmen wir an, dass auf je 100 kg Rübenschnitzel von $t_r{}^0$ mit dem Wärmehalt c zur Auslaugung, o h n e S p ü l w a s s e r, W% Wasser von $t_w{}^0$ gebraucht wird und daraus zusammen S% ausgelaugte Schnitzel und Restwasser (wie sie im Gefäss vor dem Aus-

schiessen enthalten sind) erhalten wird. Das letzte Gemisch sei um n^0 wärmer als t_w. Das Gewicht des abgezogenen Rohsaftes sei 100 + D% mit $t_d{}^0$ und Wärmehalt c^1. V sei der Wärmeverlust durch äussere Abkühlung; der Wärmehalt der wässerigen Rückstände sei 1. Die in den Erzeugnissen der Auslaugung enthaltene Wärme ist dann $(100 + D)\, c^1 t_d + S\,(t_w + n)$. Die entsprechende Zahl für die eingeführten Schnitzel und das verwendete Wasser $100\, ct_r + Wt_w$. Da der Unterschied zwischen diesen Werten zusammen mit dem Wärmeverlust durch äussere Abkühlung den gesuchten Wärmeverbrauch x ausdrückt, so ergibt sich die Gleichung:

$$x = V + (100 + D)\, c^1 t_d + S\,(t_w + n) - (100\, ct_r + Wt_w) \quad \ldots (2)$$

Da das Gewicht der eingeführten Stoffe (Wasser und Rübe) dem Gewichte der Erzeugnisse (Saft und Rückstände) gleicht, so kann auch noch folgende Gleichung aufgestellt werden:

$$100 + W = (100 + D) + S$$

oder

$$W = D + S \quad \ldots\ldots\ldots\ldots (3)$$

Indem wir in der Gleichung (2) statt W seinen Wert aus (3) einsetzen, erhalten wir

$$x = V + Sn + 100\,(c^1 t_d - c\, t_r) - D\,(t_w - c^1 t_d) \quad \ldots (4)$$

Diese Gleichung gestattet, bei bekannten darin angeführten Werten, den Wärmeverbrauch der Auslaugung ganz genau zu bestimmen.

Für praktische Zwecke kann man annehmen, dass $S = 200$ und $c = c^1 = 0{,}9$. Dann ist

$$x = V + 200\, n + 90\,(t_d - t_r) - D\,(t_w - 0{,}9\, t_d) \quad \ldots (5)$$

Diese Gleichung zeigt, dass der Wärmeverbrauch bei der Auslaugung um so geringer ist, je geringer der Wärmeunterschied zwischen Saft und Rübenschnitzel, je wärmer das verwendete Wasser und je kälter der abgezogene Saft. Letzte Gleichung zeigt ebenfalls, dass, solange das Wasser wärmer ist, als 0,9 der Saftwärmegrade, der Wärmeverbrauch mit steigendem Saftabzug fällt.

Der durch Abkühlung verursachte Wärmeverlust V kann für jede gegebene Anlage und alle Arbeitsverhältnisse, unter Berücksichtigung der Abkühlungsflächen und ihrer Wärmegrade, annähernd berechnet oder durch Versuche ermittelt werden.*) Solche Bestimmungen machten Czerny und Hauner**) und fanden V = 888, dagegen Schaper***) nur 342. Natürlich unterliegt diese Zahl grossen Schwankungen, je nach Arbeitweise, Grösse der Kette und dem vorhandenen Wärmeschutz. Die hohe Zahl von Czerny und Hauner erklärt sich dadurch, dass die Bestimmung an einer sehr kleinen Gefässkette (840 kg Inhalt) ausgeführt war.

Der Wärmeunterschied n zwischen Wasser und den abschiessenden Rückständen hängt von der Gefässzahl und der Wärmeverteilung in denselben ab. Je weiter die geheizten Gefässe vom hinteren Ende entfernt sind, um so kleiner wird n und umgekehrt. Es kann in den Grenzen zwischen 1 und 5° schwanken und muss durch gleichzeitige Messung der Wärme

*) Zur Berechnung kann die Tafel 12 S. 69 dienen.

**) „Zeitschrift f. Z. in Böhmen" 1887, 251.

***) „Centralblatt f. d. Zuckerind." 1902, 456.

des Druckwassers und der Gefässmitte vor dem Ausschiessen bestimmt werden.

Die Gleichung (5) S. 24 drückt den Wärmeverbrauch in WE aus. Da bei den bei der Auslaugung obwaltenden Verhältnissen auf jedes kg Dampf etwa 540 WE nutzbar gemacht werden, so erhält man den Dampfverbrauch x^1, indem man das Ergebnis der Gleichung (5) durch 540 teilt:

$$x^1 = \frac{V}{540} + \frac{200\,n}{540} + \frac{90\,(t_d - t_r) - D\,(t_w - 0{,}9\,t_d)}{540} \quad \ldots (6)$$

Dementsprechend gibt das erste Glied dieses Wertes den durch äussere Abkühlung verursachten Dampfverlust, das zweite den Verlust durch unnützes Anwärmen des Inhaltes des letzten Gefässes und das letzte den nützlichen Dampfverbrauch, welcher der nachfolgenden Behandlung zu gute kommt. Wenn wir die Summe der ersten zwei Glieder gleich 2% (also 1080 WE) annehmen, was für die meisten Fälle ziemlich zutrifft, so ist der Wärme- und Dampfverbrauch für verschiedene Verhältnisse unmittelbar aus nebenstehender Tafel 2 abzulesen.

Bei teilweise gefrorenen Rüben, wie dies im Winter hin und wieder vorkommt, ist der Wärmeverbrauch für jedes kg Eis um 80 WE und der Dampfverbrauch um $\frac{80}{540} = 0{,}148\%$ höher. Daraus ergeben sich folgende Werte:

Eisgehalt der Schnitzel	10	20	30	40	50	%
Mehrverbrauch an Dampf	1,48	2,96	4,44	5,93	7,41	%
„ „ WE	800	1600	2400	3200	4000.	

Bisher wurde angenommen, dass die Auslaugung nur mit einer Art Druckwasser erfolgt. Da, wo man

Tafel 2.

Dampf- und Wärmeverbrauch bei der Auslaugung auf 100 kg Rüben.

Saftabzug	100 %			110 %			120 %			130 %		
Wärmeunterschied zwischen Saft und Rübenschnitzeln	Unterschied zwischen Wasser- und 0,9 der Saftwärme ($t_w - 0,9\ t_j$)											
	0°	10°	20°	0°	10°	20°	0°	10°	20°	0°	10°	20°
	Dampfverbrauch für 100 kg Rüben, darunter entsprechende WE											
$t_d - t_r = 10^0$	3,67 1 980	3,67 1 980	3,67 1 980	3,67 1 980	3,48 1 880	3,30 1 780	3,67 1 980	3,30 1 780	2,93 1 580	3,67 1 980	3,11 1 680	2,56 1 380
" " 20^0	5,33 2 880	5,33 2 880	5,33 2 880	5,33 2 880	5,15 2 780	4,96 2 680	5,33 2,880	4,96 2 680	4,59 2 480	5,33 2 880	4,78 2 580	4,22 2 280
" " 30^0	7,00 3 780	7,00 3 780	7,00 3 780	7,00 3 780	6,82 3 680	6,63 3 580	7,00 3 780	6,63 3 580	6,26 3 380	7,00 3 780	6,44 3 480	5,89 3 180
" " 40^0	8,67 4 680	8,67 4 680	8,67 4 680	8,67 4 680	8.48 4 580	8,30 4 480	8,67 4 680	8,30 4 480	7,93 4 280	8,67 4 680	8,11 4 380	7,56 4 080

aus diesem oder jenem Grunde zweierlei Wasser verwendet, d. h. mit reinem oder wärmerem Wasser einmaischt und mit kaltem oder mit Abwasser abdrückt, ist der Wärmeverbrauch genau derselbe, wie bei einer Wasserart, weil das letzte Wasser an der Auslaugung eigentlich garnicht teilnimmt, nur muss n durch Versuch mit einer (der ersten) Wasserart bestimmt werden. Wird das letzte Gefäss mit Luft abgedrückt, so bleibt das Ergebnis genau dasselbe, wenn der Versuch zur Bestimmung des Wertes n ohne Luftanwendung gemacht wird.

II.

Wärmer.

Es sei wieder, wie vorhin, der Saftabzug 100 + D%, die Saftwärme sei vor dem Wärmer t_d und nach demselben t; der Wärmehalt c; dann ist der Verbrauch an WE (auf 100 kg Rüben)

$$c\,(100 + D)\,(t - t_d) \quad \ldots\ldots (7)$$

und der Dampfverbrauch, wenn jedes kg 540 WE freigibt,

$$c\,\frac{(100 + D)\,(t - t_d)}{540} \quad \ldots\ldots (8)$$

Der Dampf- und Wärmeverbrauch steht also im graden Verhältnis zum Saftabzug und zur Wärmesteigung. Nach dieser Formel ist folgende Tafel 3 berechnet, wobei wieder der Einfachheit halber c gleich 0,9 gesetzt ist. Wenn es auf grosse Genauigkeit ankommt, kann statt c sein Wert aus der Gleichung (1) S. 12 bestimmt werden.

Tafel 3.

Dampf- und Wärmeverbrauch beim Anwärmen.

Saftabzug	Wärmesteigung um 10°	20°	30°	40°	50°	60°	70°	80°	90°
	Dampfverbrauch vH Rüben, darunter entsprechende WE								
100 %	1,67 900	3,33 1 800	5,0 2 700	6,67 3 600	8,33 4 500	10,0 5 400	11,67 6 300	13,33 7 200	15,0 8 100
110 %	1,83 990	3,67 1 980	5,5 2 970	7,33 3 960	9,17 4 950	11,0 5 940	12,83 6 930	14,67 7 920	16,5 8 910
120 %	2,0 1 080	4,0 2 160	6,0 3 240	8,0 4 320	10,0 5 400	12,0 6 480	14,0 7 560	16,0 8 460	18,0 9 720
130 %	2,17 1 170	4,33 2 340	6,5 3 510	8,67 4 680	10,83 5 850	13,0 7 020	15,16 8 190	17,33 9 360	19,5 10 530
140 %	2,33 1 260	4,67 2 520	7,0 3 780	9,33 5 040	11,67 6 300	14,0 7 560	16,33 8 820	18,67 10 080	21,0 11 340

Der Dampfverbrauch für die fehlenden Zwischenstufen ist mit Hilfe der Tafel ebenfalls leicht zu bestimmen.

Beispiel 1. Wie hoch ist der Dampfverbrauch beim Anwärmen des Saftes von 30 auf 84° bei 120% Saftabzug? — Der Unterschied 84—30 = 54°. Bei 50° wird 10,0% verbraucht, bei 40° = 8,0; bei 4° daher 0,8, im ganzen also 10,0 + 0,8 = 10,8%.

III.

Andre Saftgewinnungsverfahren.

Neuerdings sind verschiedene Verfahren aufgetaucht, bei denen sich der Dampfverbrauch der Saftgewinnung von dem der Saftanwärmung nicht trennen lässt. Diese Verfahren sind noch im Werden; wir wollen sie daher nur ganz allgemein behandeln.

Bei den Verfahren von heisser Auslaugung gelangt der Saft viel wärmer in's Messgefäss, mitunter so heiss, dass er ohne weitere Vorwärmung zur Scheidung gehen kann. Eine Dampfersparnis ist damit nicht verbunden; vielmehr ist der Verbrauch, der sonst auf Auslaugung und Wärmer entfällt, ganz in die zur Auslaugung gehörenden Wärmer verlegt. Die Tafel 2 ist für so hohe Wärmegrade nicht berechnet; man muss die gewünschten Werte daher aus den Gleichungen (5) und (6) bestimmen. Zur Vereinfachung kann man meist wieder die ersten zwei Glieder in (5) = 1080 und in (6) = 2 setzen.

Beispiel 2. Bei einem Verfahren von heisser Auslaugung werden 110% Saft mit 80° abgezogen; die Schnitzel haben 10°, das Druckwasser 40°. Wie gross ist der Dampfverbrauch?

Setzt man in die Gleichung (6) S. 26 die angegebenen Werte, so erhält man

$$x^1 = 2 + \frac{90\,(80-10) - 10\,(40-0{,}9\,.\,80)}{540} = 14{,}26\,\%$$

B r ü h a u s l a u g u n g. Hierunter verstehe ich ein Verfahren, bei dem die Schnitzel auf dem Wege zur Gefässkette durch heissen Saft so hoch erwärmt werden, dass ohne weitere Dampfanwendung ausgelaugt werden kann. Das Brühen kann in verschiedener Weise erfolgen:

1. Nach den Patenten von Steffen i m M i t s t r o m. Dazu gehören so grosse Mengen so heissen Saftes, dass nach erfolgtem Wärmeausgleich im Gesamtmischgut (Saft und Schnitzel) die erstrebte Schnitzelhitze erreicht wird. Sollen z. B. die Schnitzel von 10° auf 85° erwärmt werden, so müssten dazu selbst bei 95° heissem Saft 750% verwendet werden, denn letzter kann sich nur um 95 — 85 = 10° abkühlen, wohingegen die Schnitzel um 85 — 10 = 75° angewärmt werden müssen, wozu $(\frac{75}{10})$ die 7,5 fache Saftmenge erforderlich ist.

2. Das Gegenteil vom Steffen'schen Verfahren wäre die Anwärmung i m G e g e n s t r o m. Lässt man in einem Troge usw. den heissen Saft die kalten Schnitzel im Gegenstrom durchdringen, so kann sich ein vollständiger Wärmeaustausch vollziehen. An dem Ende, wo der heisse Saft eintritt, könnten die Schnitzel mit der Hitze des Saftes abgeführt werden, und am andern Ende, wo die kalten Schnitzel einfallen, könnte der auf die Wärmestufe der letzten abgekühlte Saft ablaufen. Hier könnten also die Schnitzel von 10° auf 85° mit nur 100% Saft von nur 85° erwärmt

werden, denn erste werden um 75° erhitzt und letzter um ebensoviel abgekühlt. Der Vorteil dieses Verfahrens gegenüber dem Steffen'schen besteht darin, dass man den Saft nicht so hoch anwärmen braucht und trotzdem erheblich kleinere Pumpen, Leitungen und Wärmer nötig hat. Letztes wegen grösserem Wärmeunterschied zwischen Saft und Heizdampf.

3. Zwischen diesen beiden Verfahren sind Mittelwege denkbar, bei welchen der Wärmeaustausch nicht so vollständig wie beim regelrechten Gegenstrom erfolgt, dafür aber entsprechend mehr Saft zum Anwärmen der Schnitzel gebraucht wird. Da der reine Gegenstrom beim Anwärmen der Schnitzel mit Saft nicht leicht durchzuführen ist, so geht man zweckmässig diesen Mittelweg*).

Wird nun dieses oder jenes Brühverfahren angewendet, der Wärmebedarf bleibt in allen Fällen derselbe. Man bestimmt ihn, indem das Wärmegefälle zwischen

---

*) Diesen Weg ging ich in Schmolz bei meinem missglückten Einspänner. Ich wählte dazu eine geneigte Schnecke von 600 mm Durchmesser mit Doppelboden. Dieser war als langgelochtes Sieb ausgebildet, und zwar unten 500 und oben 300 mm breit. Der Raum unter dem Sieb war durch Querleisten in 4 Kammern geteilt, von welchen die eine die ganze obere Hälfte einnahm. Über der aufsteigenden Seite der unteren Schneckenhälfte wurde heisser Saft durch drei der Länge nach gerichtete Lochrohre verteilt. Diese Lochrohre, sowie die unteren 3 Siebkammern waren mit Hähnen versehen. Die unteren Schneckengänge waren dicht gelocht. Bei gleichmässig offenen Einlasshähnen und gleichmässig offenen Abzügen strömte der heisse, gleichmässig über die aufsteigenden Schnitzel verteilte Saft quer durch dieselben. Wurde der untere Einlass und der obere Abzug gedrosselt, so bildete sich mehr ein Gegenstrom. Der von der oberen Schneckenhälfte abtropfende Saft wurde aus der oberen Siebkammer durch ein Rohr in den unteren Teil der Schnecke geführt, wo er mit den kalten Schnitzeln zusammen kam. Diese Anordnung wirkte tadellos, und ich glaube sie empfehlen zu können.

gebrühten und kalten Schnitzeln $(t - t_r)$ mit dem Wärmehalt derselben 0,9 gemalt wird. Auf 100 kg Rüben ist also der Bedarf an WE

$$x = 100 \,.\, 0{,}9\ (t - t_r) = 90\ (t - t_r) \quad . \; . \quad (9)$$

und die entsprechende Dampfmenge

$$x = 90 \frac{(t - t_r)}{540} \quad . \; . \; . \; . \; . \; . \; . \; . \quad (10)$$

Wird beim Auslaugen nicht angewärmt, so müssten die so bestimmten Werte den aus den Gleichungen (5) und (6) berechneten gleich sein. Dabei muss berücksichtigt werden, dass die Brühhitze t mit der Hitze des abgezogenen Rohsaftes t_d nicht übereinstimmen kann, denn letzte liegt um so tiefer unter der ersten, je grösser der Saftabzug, je kälter das Druckwasser und je grösser die Abkühlung bei der Auslaugung ist. Man kann t_d aus der Brühhitze berechnen, wenn man die andern Bedingungen kennt, indem man in die Gleichung (5) statt x seinen Wert aus (9) einsetzt. Man erhält dann

$$90(t - t_r) = V + 200n + 90(t_d - t_r) - D\,(t_w - 0{,}9 t_d) \;.\; (11)$$

Setzt man statt der zwei Glieder V + 200n laut S. 26 ihren Annäherungswert 1080, so findet man aus dieser Gleichung

$$t_d = \frac{90\,t + Dt_w - 1080}{90 + 0{,}9\,D} \quad . \; . \; . \; . \; . \quad (12)$$

Beispiel 3. Die gebrühten Schnitzel haben 90°, das Druckwasser 40°, der Saftabzug (100 + D) sei 110%. Wieviel Grad Wärme hat dann der Rohsaft?

Die Gleichung (12) ergibt nach Einführung der entsprechenden Werte

$$t_d = \frac{90 \,.\, 90 + 10 \,.\, 40 - 1080}{90 + 0{,}9 \,.\, 10} = 75^0.$$

Wäre in diesem Beispiel der Abzug 130 statt 110%, so hätte der Saft 70,3°. Daraus ersieht man den Einfluss des Abzuges.

Umgekehrt kann man im Betrieb mit Hilfe der Gleichung (11) durch Messung von t, t_r und t_d leicht den Wert $V + 200n$, welchen wir bisher mit 1080 eingeschätzt haben, genau ermitteln, und zwar nach der Gleichung

$$V + 200n = 90\,(t - t_r) - 90\,(t_d - t_r) + D\,(t_w - 0{,}9\,t_d)$$

woraus

$$V + 200n = 90\,t + Dt_w - (90 + 0{,}9\,D)\,t_d \quad . \; . \; . \; (13)$$

IV.

Scheidung und Sättigung.

Wie sich die Dünnsaftbehandlung auch gliedern möge, in 2 oder 3 Sonderstufen, und wie da immer gehandhabt wird, im Ganzen kommt es doch immer auf folgende Eingriffe an: 1) Zusatz, in ein oder zwei Anteilen, einer bestimmten Menge Kalkmilch oder Trockenkalk und dann einer entsprechenden Menge Absüsswässer von den Pressen, 2) Sättigung in 2 oder 3 durch Filtrungen getrennten Stufen und 3) Anwärmung zu verschiedener Zeit, zuletzt meistens bis zum Sieden.

Um die betreffenden Berechnungen des Dampf- und Wärmeverbrauches durchzuführen, müssen wir

zuerst noch einige Hilfswerte entwickeln, welche der Übersichtlichkeit halber in folgender Tafel 4 zusammengestellt sind. Das verwendete Gas enthält sehr verschiedene Mengen Kohlensäure, nämlich, wenn es bei Holzfeuerung aus dem Abzugkanal der Dampfkessel genommen wird, dem Raum nach 14 bis 17, bei Kalköfen 20 bis 32%. Dem Gewichte nach ist der Kohlensäuregehalt grösser, wie dies die Zeile 2 der Tafel zeigt, wobei das Gewicht eines cbm CO_2 gleich 1,98 und der übrigen Gase gleich 1,3 kg angenommen ist. Von dieser Kohlensäure wird nur ein Teil vom Saft verzehrt, nämlich etwa 45 bis 65%, und zwar je heisser der Saft und je geringer der Kohlensäuregehalt, desto weniger. Die Zeile 3 gibt in diesem Sinn die etwa verzehrten Gewichtanteile CO_2 an; die Zeile 4, welcher Teil von der im Gase enthaltenden Kohlensäure dabei verwertet ist. Natürlich können die Werte der Zeilen 3 und 4 nicht als etwas ganz Feststehendes betrachtet werden, denn ausser Hitzegrad und Kohlensäuregehalt hängen sie noch von der Saftsäule, der Gasverteilung, Alkalität und Saftbeschaffenheit ab. — Da jedes kg CaO $\frac{44}{56} = 0{,}786$ kg CO_2 bindet, so erhält man das Gasgewicht, welches zum Binden von 1 kg CaO erforderlich ist, indem man 0,786 mit 100 malt und durch die Zahlen der Zeile 3 teilt. Die entsprechenden Werte gibt die Zeile 5. Nach Abzug der wirklich verzehrten 0,786 kg CO_2 von] den Zahlen der Reihe 5 erhalten wir die Gasmengen, welche trocken gerechnet aus der Pfanne entweichen. Das gibt die Reihe 7 an. Um nun vom Gewicht des entweichenden Gases zu seinem Rauminhalt bei 0° überzugehen, müssen die betreffenden Zahlen durch das Gewicht eines cbm, welches wir mit 1,36 kg ansetzen, geteilt werden. Das sind die

Tafel 4.

Verhältnisse bei der Sättigung.

1	Kohlensäuregehalt des Gases, Raumanteile	15	.20	25	30	%	
2	„ „ „ , Gewichtsanteile . . . etwa	21	28	34	39	%	
3	Von 100 kg Gas wird verwertet CO_2	10	15	20	25	%	
4	Von 100 CO_2 wird verwertet . . . . etwa	48	53,6	59	64	%	
5	Die Kalkfällung bedarf Gas (trocken)	7,86	5,24	3,93	3,14	kg	Auf je 1 kg CaO.
6	Davon wird vom Saft verzehrt	0,786	0,786	0,786	0,786	„	
7	Es entweichen aus dem Saft (trocken)	7,07	4,45	3,14	2,35	„	
8	Entsprechender Raumgehalt bei 0° (trocken)	5,20	3,27	2,30	1,73	cbm	
9	„ „ „ 75° mit Dampf gesättigt .	10,68	6,72	4,71	3,55	„	
10	„ „ „ 80° „ „ „ .	12,62	7,93	5,58	4,20	„	
11	„ „ „ 85° „ „ „ .	15,85	9,97	7,01	5,27	„	
12	„ „ „ 90° „ „ „ .	22,36	14,06	9,89	7,43	„	
13	„ „ „ 95° „ „ „ .	42,28	26,59	18,70	14,06	„	

Zahlen der Reihe 8. Diese Abgase erwärmen sich fast bis zur Safthitze und sättigen sich gleichzeitig mit Wasserdampf. Beides verursacht eine Ausdehnung der Gase nach der Gleichung $V^1 = V. \frac{273+t}{273} \cdot \frac{760}{760\text{-}s}$ Darin ist V der Rauminhalt des trocknen Gases bei 0^0 (also entsprechend den Werten der Reihe 8), t die Wärme der Abgase beim Austritt aus der Pfanne und s die Spannung des Wasserdampfes bei t^0. Nach dieser Formel sind die Reihen 9 bis 13 berechnet.

Der Dampfverbrauch bei den Sättigungen setzt sich aus mehreren Anteilen zusammen, welche wir der Reihe nach besprechen wollen.

A. Das Anwärmen des Saftes von der Hitze, mit welcher er den Rohsaftwärmer verlässt, bis zu derjenigen, mit welcher er in die Verdampfung eintritt. Diesen Wert findet man leicht mit Hilfe der Tafel 3 S. 29 oder genauer nach der Formel

$$\frac{B.\ 0{,}3 + (100 - B)}{100} \cdot \frac{(100 + D)\ (t^1 - t)}{540} \quad . \ . \ (14)$$

Darin bedeutet der erste Bruch den Wärmehalt des Saftes laut Gleichung (1) S. 12, 100 + D die Saftmenge auf 100 kg Rüben, t und t^1 die Anfang- und Endhitze.

B. Der Wärmeverlust durch äussere Abkühlung in den Pfannen, Schlammpressen, Filtern und den Rohrverbindungen auf dem Wege vom Rohsaftwärmer bis zur Verdampfung. Dieser Verlust ist bei genügend mit Filz umhüllten Oberflächen im Mittel etwa einer Abkühlung des Saftes um 25—30^0, entsprechend einem mittleren Dampfverbrauch von 5,5 % (2970 WE) gleichzusetzen. — Natürlich kann das diesem Ver-

lust entsprechende Wärmegefälle durch Versuch für jeden gegebenen Fall ermittelt und daraus der Dampfverbrauch nach Tafel 3 bestimmt werden.

C. Die Anwärmung der Kalkmilch bis zur Endhitze des Saftes im Mittel um etwa 75°. Auf jedes kg Kalk kommen im Mittel 4 kg Wasser, welches teils unmittelbar in die Kalkmilch, teils in den Saft als Absüsser gelangt. Bei einem Wärmehalt des Kalkes von 0,2 ist dazu auf jedes kg Kalk $\frac{(1.\ 0{,}2 + 4\ .\ 1)}{504} 75$ $= 0{,}58\%$ Dampf erforderlich.

Wenn mit Trockenkalk geschieden und mit heissem Wasser abgesüsst wird, so ist der entsprechende Dampfverbrauch nur $\frac{1.\ 0{,}2\ .\ 75}{540} = 0.027\%$, also um $0{,}58 - 0{,}027 = 0{,}55\%$ geringer.

D. Die Anwärmung des Gases im Mittel von 20°, mit welcher Wärme es bei atmosphärischem Druck in den Kessel ausströmen würde,*) bis zu der Endwärme, mit welcher es den Saft verlässt. Bei dem Wärmehalt des Gases 0,23 erhält man den hierzu auf 1 kg CaO erforderlichen Dampfverbrauch, indem man die entsprechenden Werte der Reihe 5, Tafel 4, mit $\frac{0{,}23\ (t - 20)}{540}$ malt, worin t die Endwärme des Gases ist. Der geringe Feuchtigkeitsgehalt des in den Saft tretenden Gases ist hier und auch weiterhin vernachlässigt. Folgende Tafel 5 gibt den Dampfverbrauch auf 1 kg CaO.

*) Die Pumpe liefert das Gas wärmer, aber, indem es sich im Kessel ausdehnt, kühlt es sich ab.

Tafel 5.

Dampfverbrauch beim Anwärmen des Gases in kg auf je 1 kg Kalk.

Kohlensäuregehalt in 100 Raumteilen Gas	15	20	25	30
Mittlere Wärme der Abgase 75°	0,184	0,123	0,092	0,073
" " " " 80°	0,201	0,134	0,100	0,080
" " " " 85°	0,218	0,145	0,108	0,087
" " " " 90°	0,235	0,156	0,117	0,093
" " " " 95°	0,251	0,167	0,125	0,100

Anmerkung. Nach meinen Ermittelungen ist das abziehende Gas etwa 5° kühler als der Saft in der Pfanne.

E. Die Wasserverdampfung in den Pfannen. Dies ist einer der Hauptanteile am Dampfverbrauch der Sättigung und zugleich oft eine bedeutende Dampfverlustquelle des Betriebs, was ja auch die Dampfwolken über den Abzugsrohren der Pfannen beweisen. Sonderbarerweise war dieser Verbrauch bei allen bisherigen Berechnungen vernachlässigt. — Die Zahlenreihen 9 bis 13 der Tafel 4 geben die cbm Gas, welche bei verschiedenen Verhältnissen die Pfannen verlassen. Dieses Gas ist mit Wasserdampf gesättigt.*) Laut bekanntem physischem Gesetze enthalten mit Wasserdampf gesättigte Gase genau soviel Wasserdampf, wie in demselben Raume, bei denselben Graden darin enthalten wäre, wenn gar kein Gas zugegen wäre. Über den Dampfgehalt eines cbm bei verschiedenen

*) Das Gas entweicht aus den Pfannen tatsächlich mit Wasserdampf gesättigt, trotz gegenteiliger Behauptung.

Wärmestufen sind mehrfach Tafeln aufgestellt; z. B. ist die verbesserte Zeuner'sche in den meisten Taschenbüchern enthalten. Indem man die betreffenden Werte dieser Tafel mit den entsprechenden Zahlen der Reihen 9 bis 13 der Tafel 4 malt, erhält man den Dampfgehalt der Abgase auf je 1 kg CaO. Wenn wir die geringe Dampfmenge, welche im ursprünglichen Gas enthalten war, vernachlässigen, so können wir sagen, dass dieser Dampf aus dem Saft verdampft ist. Da nun aber zu dieser Verdampfung fast genau soviel Dampf in den Heizvorrichtungen der Pfannen verdichtet werden muss, wenn keine Abkühlung eintreten soll, so zeigen die sich ergebenden Zahlen unmittelbar den hierdurch verursachten Dampfverbrauch an. Diese Werte sind in folgender Tafel 6 enthalten:

Tafel 6.

Durch Verdampfung verursachter Dampfverbrauch der Sättigung auf je 1% CaO vom Rübengewicht.

Wärme der Abgase	CO_2 Gehalt in 100 Raumteilen Gas			
	15 %	20 %	25 %	30 %
75°	2,58	1,62	1,14	0,86
80°	3,70	2,32	1,64	1,23
85°	5,60	3,53	2,48	1,86
90°	9,49	5,96	4,20	3,15
95°	21,39	13,45	9,46	7,11

F. Ausser Wärmeverbrauch gibt es bei der Sättigung auch eine Wärmeerzeugung, denn es wird nämlich bei der Bildung von $CaCO_3$ chemische Energie

in Wärme umgesetzt. Hierbei müssen zwei Fälle unterschieden werden 1) die Verwendung von Kalkmilch und 2) von Trockenkalk.

1. Nach Thomsen werden auf jedes Molekül $CaCO_3$, welches sich aus der wässerigen Lösung von $Ca(HO_2)$ und CO_2 bildet, 18510 WE frei. Auf 1% CaO (Molekulargewicht 56) also $\frac{18510}{56} = 330,5$ WE entsprechend einer Dampfersparnis von $\frac{330,5}{540} = 0,61\%$.

2. Nach Tomsen werden auf jedes Molekül $CaCO_3$, welches sich aus trocknem CaO und CO_2 bildet, 42 490 WE frei. Auf 1% CaO also $\frac{42490}{56} = 767,7$ WE entsprechend einer Dampfersparnis von $\frac{767,7}{540}$ $= 1,42\%$.*)

Die Trockenscheidung erspart hier also 1,42—0,61 = 0,81% Dampf vom Rübengewicht auf je 1% CaO, die Ersparnis laut Anteil C nicht mitgerechnet.

Auf Grund der nunmehr untersuchten Wärmeverluste und Wärmegewinnquellen A, B, C, D, E und F ist es leicht, den Dampfverbrauch der Sättigungen für jegliche Verhältnisse zu bestimmen, indem man die entsprechend berechneten oder den Tafeln entnommenen Posten A, B, C, D und E zusammenzählt und den Wert F davon abzieht. Da nun die Posten C, D, E und F in einfachem Verhältnis zum Kalkverbrauch stehen, so ist in folgender Tafel 7 zur Erleichterung der Rechnung die Summe der Posten C,

*) Im Betrieb wird die angegebene Wärmemenge in zwei Stufen entwickelt a) beim Auflösen des Trockenkalks und b) beim Ausfällen durch CO_2. Da ein Eingriff auf den andern folgt, so ist das Ergebnis beider zusammengefasst.

Tafel 7.

Dampfverbrauch der Posten C + D + E — F, auf je 1 % CaO (bei Kalkmilch).

Mittlere Wärme der Abgase	Raumteile CO_2 in 100 Gas																		
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
75°	3,10	2,73	2,47	2,24	2,05	1,88	1,71	1,59	1,48	1,38	1,28	1,20	1,12	1,06	1,00	0,95	0,90	0,85	0,81
80°	4,30	3,87	3,44	3,14	2,88	2,64	2,42	2,24	2,09	1,95	1,82	1,71	1,60	1,51	1,42	1,35	1,28	1,21	1,15
85°	6,40	5,79	5,22	4,74	4,33	3,97	3,64	3,37	3,15	2,94	2,74	2,56	2,40	2,26	2,13	2,02	1,92	1,83	1,75
90°	11,00	9,69	8,75	7,95	7,20	6,59	6,09	5,65	5,25	4,90	4,58	4,29	4,05	3,81	3,60	3,40	3,21	3,04	2,87
95°	24,00	21,61	19,35	17,60	16,00	14,80	13,59	12,50	11,60	10,80	10,10	9,55	9,00	8,45	8,00	7,55	7,18	6,85	6,55

Zur Bestimmung der Heizflächen ist der betreffende Wärmeverbrauch in WE in Rechnung zu nehmen, welcher in folgender Tafel 8 enthalten ist.

Tafel 8.

Wärmeverbrauch der Posten C + D + E — F, auf je 1 % CaO (bei Kalkmilch), in WE.

Mittlere Wärme der Abgase	Raumteile CO_2 in 100 Gas																		
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
75°	1674	1474	1334	1210	1107	1015	923	859	799	745	691	648	605	572	540	513	486	459	437
80°	2322	2090	1858	1696	1555	1426	1307	1210	1129	1053	983	913	864	815	767	729	691	653	621
85°	3456	3127	2819	2560	2338	2104	1966	1820	1701	1588	1480	1382	1296	1220	1150	1091	1037	988	945
90°	5940	5233	4725	4293	3888	3559	3289	3051	2835	2646	2473	2317	2187	2057	1944	1836	1733	1642	1550
95°	12960	11669	10449	9504	8640	7990	7339	6750	6264	5832	5454	5157	4860	4563	4320	4077	3877	3699	3537

D und E weniger F auf je 1 % CaO, für den Fall der Anwendung von Kalkmilch, angegeben. Bei Trockenkalk verringern sich die entsprechenden Zahlen um 0,81 % im Posten F und ausserdem meistens noch um weitere 0,55 % im Posten C (siehe da) im Ganzen also um 0,81 + 0,55 = 1,36 % bezw. um 1,36 . 540 = 734 WE. Die dem Gehalt von 15, 20, 25 und 30 % CO_2 entsprechenden Zahlen sind berechnet, die übrigen — zeichnerisch ermittelt.

Zum Dampfverbrauch der Sättigung könnten wir noch den Verlust hinzurechnen, welcher durch das Niederschlagen des Schaumes mittels Dampf, wie das in manchen Betrieben üblich ist, verursacht wird. Da diese Art der Schaumbeseitigung aber unzweckmässig, weil viel zu teuer ist und da die hier vorkommenden Dampfverluste ganz unberechenbar sind, — sie schwanken bei ein und derselben Einrichtung, je nach der Handhabung, in den weitesten Grenzen —, so wollen wir diesen Posten hier nicht berücksichtigen. Ich bemerke nur, dass, wenn nicht anders, der Schaum ebensogut mit Gas oder mit einem Saftstrahl, der durch Abpumpen von unten erzeugt wird, niedergeschlagen werden kann.

Beispiel 4. Es werden 120 % Saft abgezogen und auf 80° vorgewärmt; der Kalkzusatz sei 3 % als Kalkmilch, das Gas enthalte 24 % CO_2, die Behandlung erfolge durchschnittlich bei 85°, die abziehenden Gase seien daher (laut Anmerkung zur Tafel 5) 80° warm und der fertige Saft trete mit 95° in die Verdampfung. Wie hoch ist der Dampfverbrauch auf dem Wege vom Vorwärmer bis zur Verdampfung?

A. Die Saftanwärmung beträgt 95 — 80 = 15°. Laut Tafel 3 ist der Dampfverbrauch zum Anwärmen

von 120% Saft um 10° gleich 2%, bei 15° also $2 \cdot \frac{15}{10}$ = ...	3,0 %
B. Laut der früheren Annahme . .	5,5 %
C + D + E — F beträgt nach der Tafel 7 auf 1% CaO 1,82%, bei 3% CaO also 1,82 × 3 = ...	5,46 %
Zusammen	13,96 %*)

Um sich schnell über den Dampfverbrauch bei mittleren Arbeitverhältnissen zurechtzufinden, kann nachstehende Tafel 9 dienen:

Die Tafeln 5 bis 9 gestatten folgende allgemeine Schlüsse.

1. Zur Verringerung des Dampfverbrauches ist es wichtig, den Kohlensäuregehalt des Gases so hoch wie möglich zu halten, denn der Unterschied beträgt, bei 3% CaO und einer Abgaswärme von 80°, zwischen 25 und 30% CO_2 1,3%, zwischen 20 und 30% 3,4 und zwischen 15 und 30% 7,8% Dampf. So bequem auch die Anwendung des bei Holzfeuerung hinter den Kesseln entnommenen Gases ist, so gehört doch zu den Vorzügen des Kalkofens auch noch der geringere Dampfverbrauch.

2. Der Dampfverbrauch steigt mit dem Kalkzusatz. Bei 25% Gas und bei 80° heissen Abgasen erhöht ein Mehr von 1% CaO den Dampfverbrauch um 1,7%, bei 20% um 2,4 und bei 15% um 4,3%. Daher bedarf die landläufige Annahme, dass etwas

*) Zur Bestimmung der Heizflächen der einzelnen Stufen, muss die Rechnung für jede besonders durchgeführt werden, wozu das vorhin gesagte genügenden Anhalt gibt. Wegen der Vielfältigkeit der Arbeitweisen kann hier nur der Gesamtverbrauch berechnet werden.

Tafel 9.

Dampfverbrauch aller Sättigungstufen bei einem Wärmeunterschied von 10° zwischen dem zur Verdampfung gehenden und von den Vorwärmern kommenden Saft, bei 80° warmen Abgasen, 120% Saftabzug und Verwendung von Kalkmilch.

Kalk-verbrauch	Raumteile CO_2 in 100 Gas																		
	14	15	16	17	18	19	20	21	22	23	24	25	26	27	28	29	30	31	32
2,0%	16,10	15,24	14,38	13,78	13,26	12,78	12,34	11,98	11,68	11,40	11,14	10,92	10,70	10,52	10,34	10,20	10,06	9,92	9,80
2,5%	18,25	17,17	16,10	15,35	14,70	14,10	13,55	13,10	12,72	12,37	12,05	11,77	11,50	11,25	11,05	10,87	10,70	10,52	10,37
3,0%	20,40	19,11	17,82	16,92	16,14	15,42	14,76	14,22	13,77	13,35	12,96	12,63	12,30	12,03	11,76	11,55	11,34	11,13	10,95
3,5%	22,55	21,04	19,54	18,49	17,58	16,74	15,97	15,34	14,82	4,32	13,87	13,48	13,10	12,78	12,47	12,22	11,98	11,73	11,52
4,0%	24,70	22,98	21,26	20,06	19,02	18,06	17,18	16,46	15,86	15,30	14,78	13,34	13,90	13,54	13,18	12,90	12,62	12,34	12,10
4,5%	26,85	24,91	22,98	21,63	20,42	19,38	18,39	17,58	16,90	16,27	15,69	15,20	14,70	14,29	13,89	13,57	13,26	12,95	12,68

mehr Kalk nicht viel kostet und mit Kalk daher nicht besonders gespart zu werden braucht, auch in dieser Hinsicht der Bestätigung durch Rechnung. Im Allgemeinen ist es ratsam, den Kalkverbrauch so weit wie möglich zu verringern. Zu solchen Mitteln gehört auch die Anwärmung des Rohsafts vor der Kalkzugabe mindestens bis auf 85°, sowie das Bestreben, den Saft so frei wie möglich von Pülpe zu erhalten. Beim Bemessen der Kalkzugabe richtet man sich am besten nach den Pressen. So lange diese gut laufen, sollte an eine vermehrte Zugabe nicht gedacht werden. Im Gegenteil soll man es möglichst oft versuchen, durch verringerte Zugabe und Beobachtung der Pressen die zulässige Grenze zu finden. Bei solchem Verfahren war es mir oft möglich, mit höchstens 1,5% CaO in der I. Stufe auszukommen. Bei gefrorenen und angefaulten Rüben musste ich aber manchmal bis auf 5% gehen, weil eben die Pressen sonst nicht liefen.

3. Der Dampfverbrauch steigt schnell mit der Wärme der Abgase, also mit der Wärme des Saftes während der Sättigung. So bedingt bei 3% Kalk und 25% Gas die Steigung von 80 auf 90° eine Verbrauchvermehrung um (4,29—1,71) 3 = 7,74%, bei 15% CO_2 um (9,69—3,87) . 3 = 17,46%. Daher ist es vom Standpunkt des Dampfverbrauchs wichtig, die Säuerungshitze so niedrig wie möglich zu halten, (damit nur die Pressen gut laufen) und das Aufkochen erst nach Beendigung aller Sättigungen auszuführen. Manchmal genügt das allerdings nicht, denn bei verdorbenen Rüben, nach Stillstand der Auslaugung, bei Rückleitung von Überhitzungstoffe enthaltenden Abläufen usw. muss man mit Kalk aufkochen, dann müssen aber auch die Nachteile dieser Arbeitweise in Kauf genommen werden. Ist keine besondere Stelle für gesonderte Behandlung der Abläufe und Kläre,

welche bei Zurückleitung in den Betrieb immer mit Kalk aufgekocht werden sollten, vorhanden, dann muss ihretwegen die Hitze in der Dünnsaftsättigung gesteigert, also hier unnötig Dampf verschwendet werden. Sehr einfach und vernünftig löst sich diese Aufgabe durch gesondertes Aufkochen dieser Zugaben mit Kalk vor der Zuleitung in den Dünnsaft, wo dann bei gesunder Rübe bis zum Abschluss aller Sättigungen zum Aufkochen kein Grund mehr vorliegt.

V.

Rückleitung der Kläre und Abläufe.

Bei der vorherigen Wärmerechnung sind die Zugaben von Kläre und Ablauf in die Dünnsaftsättigung deswegen nicht berücksichtigt, weil sie meist schon vorgewärmt dahingelangen und der Dampf dazu also an einer anderen Stelle verausgabt wird. Wenn sie kälter sind als der Saft beim Eintritt in die Verdampfung, so muss der zum Nachwärmen erforderliche Dampfaufwand berechnet werden.

Beispiel 5. Es werden 4% Ablauf und 5% Kläre in die Sättigung zurückgegeben. Beides hat 70° Bx. und ist um 30° kälter als der Saft, welcher zur Verdampfung geht. Wie erhöht sich dadurch der Dampfbedarf?

Der Wärmehalt einer 70 % Lösung ist laut Tafel 1 0,51, daher ist der Dampfverbrauch

$$\frac{(4 + 5)\ 0{,}51\ .\ 30}{540} = 0{,}255\,\%.$$

VI.

Das Schwefeln.

Bei der geringen Menge Kalk, welche durch SO_2 gebunden wird (wenn man deren Anwendung überhaupt für nötig hält), liegt kein Grund vor, für diesen Eingriff eine getrennte Wärmerechnung aufzustellen. Wünscht man es dennoch, so kann man annehmen, dass beim Schwefeln zum Abbinden einer bestimmten Kalkmenge annähernd soviel cbm Gas erforderlich sind, wie bei 15% kohlensaurem Gase. Man kann also die für diesen Fall massgebenden Werte in Rechnung stellen.

VII.

Ausdämpfen der Schlammpressen.

Der Dampfverbrauch steht hier, wenn überhaupt gedämpft wird, in gradem Verhältnis zur Kalkzugabe. Gewöhnlich wird auf je 1% Kalk etwa 4% Schlamm erhalten. Man dämpft bis der Dampf an den Ausläufen erscheint, was der Fall ist, wenn der Schlamm und die inneren Gussteile der Presse auf mindestens 100° vorgewärmt sind. Auf je 1% Kalk ist im Mittel etwa 20% Gusseisen anzuwärmen. Wenn Saft und Eisen vor dem Dämpfen 80° haben, wenn Wärmehalt des Schlammes 0,7 und des Gusseisens gleich 0,13 ist, so ist der Dampfverbrauch auf je 1% CaO

$$\frac{(4 \,.\, 0{,}7 + 20 \,.\, 0{,}13)\ (100-80)}{540} = 0{,}2\,\%$$

mit den Verlusten in's Freie aber etwa 0,25%.

Viele dämpfen überhaupt nicht, sparen — je nach Kalkzugabe — 0,5 bis 0,7% Dampf und schonen die Tücher.

VIII.

Verdampfung.

A. Dampfverbrauch zum Saftvorwärmen.

Die in die Verdampfung eintretende Saftmenge Q % mit B^0 Bx wird hier von t bis zur Siedehitze t_1 angewärmt. Hierzu ist, wenn man den Wärmehalt aus Gleichung (1) einführt, ein Wärmeaufwand von

$$Q\ (t_1 - t)\ \frac{100 - 0{,}7\ B}{100}\ \text{WE} \quad \ldots \quad (15)$$

erforderlich. Der entsprechende Dampfverbrauch wäre dann, da bei den im I. Verdampfkörper obwaltenden Verhältnissen etwa 530 WE auf 1 kg Dampf ausgenützt werden,

$$Q\ (t_1 - t)\ \frac{100 - 0{,}7\ B}{100\ .\ 530} \quad \ldots\ldots \quad (16)$$

Der Wert Q setzt sich aus folgenden Teilen zusammen: 1) dem Saft 100 + D, welcher von der Diffusion abgezogen wird. 2) dem Wasser, welches mit dem Kalk und als Absüsser in den Saft gelangt, entsprechend etwa der vierfachen Kalkzugabe, und 3) dem etwa in den Betrieb zurückgenommenen Ablauf und II. Rohzucker. Von dieser Summe müssen abgezogen werden 1) das in der Sättigung verdampfte Wasser, welches wir hier mit V bezeichnen wollen und welches auf je 1 % CaO der Tabelle 6 zu entnehmen ist, und 2) der Stoffverlust an Zucker und Nichtzucker im Scheideschlamm, welcher durchschnittlich auf 1 % eingeschätzt werden kann. Wenn diese Zahlen, der Brixgehalt des Saftes und seine Wärmestufe vor und im I. Körper bekannt sind, so lässt sich der Dampfverbrauch für diesen Zweck leicht bestimmen.

Beispiel 6. Wie gross ist die zur Verdampfung gehende Saftmenge (Q) von 17° Bx., bei 120% Saftabzug, 3% CaO als Kalkmilch, 25prozentigem Gas, 80° Wärme der Abgase, 3,5% Rohzuckereinwurf, 4% zurückgenommenem Ablauf, 1% Stoffverlust im Schlamm, und wie gross ist der Dampfverbrauch zum Anwärmen um 12° bis zur Siedehitze in der Verdampfung?

Laut Tafel 6 ist die Wasserverdunstung in der Sättigung bei 80° auf 1% CaO = 1,64%, daher ist $Q = 120 + 4 . 3 + 3{,}5 + 4 - 3 . 1{,}64 - 1 = 133{,}6\%$ und der Dampfverbrauch (laut Formel 16)

$$\frac{133{,}6 . 12 (100 - 0{,}7 . 17)}{100 . 530} = 2{,}66\%.$$

Diesen Dampfverbrauch wollen wir künftig überall gesondert von dem Dampfverbrauch, welcher der eigentlichen Verdampfung zugute kommt, aufführen.

Für überschlägige Berechnung kann man sich auch der Tafel 3 bedienen und die Saftmenge annähernd schätzen oder unmittelbar messen.

Beispiel 7. Es sei der Wärmeunterschied wieder 12° und die in die Verdampfung tretende Saftmenge 130%; dann ist, laut Tafel 3, der Dampfverbrauch für 10° = 2,17%, für 20° = 4,33%, für 12° also $2{,}17 + \frac{4{,}33}{10} = 2{,}63\%$.*)

*) Die Beispiele 6 und 7 dürften den Durchschnittsverhältnissen bei Verdampfungen ohne Vorkörper entsprechen. Ist ein solcher vorhanden, so ist meist die Siedehitze in demselben im Mittel um 7,5° höher. Dementsprechend steigt auch der Dampfverbrauch um etwa 1,5%. Bei zwei- bezw. dreifacher Vorverdampfung steigt die Hitze im ersten Vorkörper um weitere 7 bezw. 14° und dementsprechend ist der Dampfverbrauch zum Vorwärmen um etwa 3 bezw. 4,5% höher als bei Verdampfungen ohne Vorkörper.

B. Dampfverbrauch für die Wasserverdampfung.

Die verdampfte Wassermenge gleicht dem Gewichtsunterschied zwischen dem eintretenden Dünnsaft und dem austretenden Dicksaft. Da aber gewöhnlich weder dieser noch jener regelmässig gemessen wird, so kann dieser Wert im Betrieb nur aus der berechneten Dünnsaftmenge und dem Brixgehalte vor und nach der Verdampfung bestimmt werden, und zwar auf Grund der Tatsache, dass die Saftmengen, welche die verschiedenen Verdampfungstufen durchfliessen, im umgekehrten Verhältnis zu ihrem Brixgehalt stehen.

Beispiel 8. Wieviel Dicksaft von 60° Bx. wird erhalten und wieviel Wasser verdampft, wenn (laut Beispiel 6) 133,6 % Saft mit 17° Bx. in die Verdampfung geht?

Die Dicksaftmenge x ergibt sich aus dem Verhältnis $x : Q = 17 : 60$; daher ist $x = 133{,}6 \frac{17}{60} = 37{,}85\,\%$. Verdampft ist also $133{,}6 - 37{,}85 = 95{,}75\,\%$.

Der Dampfverbrauch für diesen Zweck ist abhängig 1) von der Körperzahl, 2) von der Art und dem Maasse der Brüdenverwendung und 3) von den unausbleiblichen Verlusten durch Undichtheiten der Rohre, durch die Ammoniakabzüge und durch äussere Abkühlung.

Wenn man den I. Körper für sich betrachtet, so kann man aus Zeuner's Tafel leicht ersehen, dass, wenn das Tauwasser mit Dampfwärme abläuft, 1 kg Dampf etwas weniger als 1 kg Wasser verdampft; geht es aber mit Saftwärme ab, so verdampft 1 kg Dampf etwas über 1 kg Wasser. Da nun in Wirklichkeit die Tauwasserwärme zwischen diesen Grenzen liegt, so können wir ruhig annehmen, dass im I. Körper 1 kg Dampf ebensoviel Wasser verdampft.

Genau dasselbe könnte man von jedem nachfolgenden Körper sagen, wenn der in ihn eintretende Saft die in ihm herrschende Siedehitze hätte. Das ist nun aber keineswegs der Fall, denn der Saft kommt immer mit der höheren Hitze des vorhergehenden Körpers herüber und verliert, sobald er in den Raum mit geringerem Druck gelangt, seinen Wärmeüberschuss unter Verdampfung eines Teiles seines Wassergehaltes. Aus diesem Grund würde in den nachfolgenden Körpern auf eine Dampfeinheit immer mehr Wasser verdampft werden. Diesen Überschuss könnte man für jeden gegebenen Fall leicht berechnen, es gibt aber wieder Einflüsse, welche dem entgegengesetzt wirken, nämlich 1) die Verluste durch Undichtheiten der Rohre, 2) die äussere Abkühlung und 3) die Wirkung der Ammoniakrohre. Anderseits beeinflusst der Dampf, welcher in die Dampfkammern der verschiedenen Körper durch die Abzugrohre der Wasserabscheider usw. gelangt, das Ergebnis wieder im Sinne einer Mehrverdampfung. Alle diese Einflüsse können nicht ganz sicher abgeschätzt werden; wir nehmen daher an, sie alle gleichen sich gegenseitig so aus, dass in jedem Körper eine Dampfeinheit beim Vertauen die gleiche Menge Wasser verdampft. Im Dreikörper verdampft also 1 kg Heizdampf 3 kg Wasser, im Vierkörper 4 kg usw. (wohlgemerkt, wenn von den einzelnen Körpern kein Dampf zu Heizzwecken abgelenkt wird!). Diese Annahme hat den Vorzug der Einfachheit, ohne weniger richtig zu sein, als alle anderen Berechnungsarten.*)

*) Ein Beispiel, wie „genau" man es auf diesem Gebiete nimmt, beweist Folgendes: Jelinek berechnete seinerzeit die Wasserverdampfung im Einkörper, Zweikörper, Dreikörper, Vierkörper und Fünfkörper zu je 0,9, 1,96, 2,85, 3,79 und 4,72, unter ganz willkürlichen Voraussetzungen, z. B. 75° warmem

Ausser der Körperzahl hängt der Dampfverbrauch, wie schon gesagt, auch von der Brüdenabgabe zu andern Heizzwecken ab. Wir wollen es nun versuchen, den hier obwaltenden Zusammenhang klarzustellen.

Angenommen die Verdampfung besteht aus einer Kette von p Körpern, entsprechend folgenden Reihezahlen:

$$1, 2 \ldots l \ldots m \ldots n \ldots p$$

und es werden auf 100 kg Rüben aus l, m und n je L, M und N % Dampf zu anderweitigen Heizzwecken entnommen. — Wenn wir die Dampfmenge, welche ausschliesslich zur Verdampfung (ohne Vorwärmung) in den I. Körper eingeführt wird, mit X benennen, so wird laut Vorhergesagtem in allen Körpern bis l einschliesslich ebenfalls je X verdampft, zusammen also in den l ersten Körpern lX % Wasser. Alle nach l folgenden Körper, bis m einschliesslich, verdampfen L % weniger, also je (X — L), zusammen aber (X — L) (m — l). Alle nach m folgenden Körper einschliesslich n verdampfen noch weniger, nämlich je (X — L — M), zusammen aber (X — L — M) (n — m). Jeder der nach n folgenden Körper verdampft dann nur noch (X — L — M — N) und zusammen (X — L — M — N) (p — n). Wenn wir die Summe des in der ganzen Körperkette verdampften Wassers mit S benennen, so ist

$$l X + (m - l)(X - L) + (n - m)(X - L - M) + (p - n)(X - L - M - N) = S.$$

Saft usw. Diese zufälligen Zahlen werden bis heute in allen Lehr- und Taschenbüchern, ausser von Hausbrandt, als etwas Allgemeingiltiges wiedergegeben und in Tafeln gesetzt. Man rechnet munter mit diesen zufälligen, also wertlosen Zahlen nach berühmtem Muster immer weiter.

Daraus ergibt sich

$$X = L + M + N + \frac{S - lL - mM - nN}{p} \qquad (17)$$

Nach dieser Formel ist es leicht, den zur Verdampfung erforderlichen Dampf zu berechnen.

Beispiel 9. Es werden in einem Fünfkörper 96% Wasser verdampft, dabei dem I. Körper 8%, dem II. Körper 12% und dem III. Körper 10% Dampf zu verschiedenen Zwecken entnommen; dann ist $l = 1$, $m = 2$, $n = 3$ und $p = 5$; $L = 8$, $M = 12$, $N = 10$ und $S = 96$.

Daher ist $X = 8 + 12 + 10 + \frac{96 - 1.8 - 2.12 - 3.10}{5} = 36{,}8\,\%$.

Beispiel 10. Bei einem Vierkörper mit 96% Wasserverdampfung werden aus den Körpern II und III je 8% Dampf entnommen. Wieviel Dampf verbraucht der 1. Körper?

Hier ist $l = 2$, $m = 3$, $p = 4$, $L = 8$, $M = 8$, $N = 0$.

Daher ist $X = 8 + 8 + \frac{96 - 2.8 - 3.8}{4} = 30\,\%$.

Hat die Verdampfung einen Vorkörper,*) welcher mit Frischdampf gespeist wird, so schätzt man oder ermittelt durch Versuch die Wasserverdampfung Y des Vorkörpers**) und berechnet dann nach Gleichung

---

*) Es ist zwar keine dankbare Aufgabe, statt der üblichen Benennung eine andre zu setzen, hier scheint es mir aber geboten, den Körper, welcher nach Pauly nur mit Kesseldampf gespeist wird, nicht „Saftkocher", sondern Vorkörper zu nennen; denn ein Saftkocher ist schliesslich jeder Körper einer Verdampfung, dann aber gibt es auch bei manchen Anlagen Saftkocher, ohne dass solche mit der Verdampfung verbunden wären.

**) Bei Neuanlagen schätzt man diesen Wert nach der Menge des zu erwartenden Maschinenabdampfes. Im Betrieb ermittelt man die Wasserverdampfung im Vorkörper auf Grund der Saftdichte beim Ein- und Austritt, wie auf S. 52 erklärt und durch Beispiel 8 erläutert.

(17) den Dampfbedarf, als wenn gar kein Vorkörper da wäre, nur muss statt der Gesamtverdampfung S der neue Wert S — Y eingeführt werden. Dann ist

$$X_1 = L + M + N + \frac{S - Y - lL - mM - nN}{p} \qquad (18)$$

X_1 bedeutet hier selbstverständlich die Menge des in den ersten Körper eingeführten Gesamtdampfes, wovon Y % auf den Brüden vom Vorkörper entfallen und $(X_1 - Y)$ % auf Abdampf. Da nun die Brüdenmenge vom Vorkörper der Menge des in ihn eingeleiteten Frischdampfes gleicht (den Anteil, welcher zum Anwärmen aufgewendet wird, immer wieder nicht mitgerechnet), so ist X_1 zugleich der Gesamtverbrauch an Frisch- und Abdampf.

Beispiel 11. Ein Vierkörper mit vorgeschaltetem Vorkörper verdampft (wie im Beispiel 9 und 10) 96 %, wovon 8 % auf den Vorkörper entfallen. Brüdendampf wird nur dem II. Körper entnommen und zwar 25 %. Wieviel Dampf wird verbraucht?

Setzt man in Gleichung (18) L = 25, M u. N = O, l = 2 und p = 4, so ist $X = 25 + \frac{96 - 8 - 2 . 25}{4} = 34{,}5$ %, wovon also 8 % als Frischdampf im Vorkörper und 34,5 — 8 = 26,5 % als Abdampf im I. Körper (gemischt mit 8 % Brüden vom Vorkörper) zu Verwendung kommen.

Wird aus dem Vorkörper ein Teil des Brüdens, nämlich Z % vom Rübengewicht, zu andern Heizzwecken genommen, so verschiebt sich dadurch die Wasserverdampfung der Einzelkörper nicht, wenn der I. Körper genau soviel mehr Abdampf erhält, wie Brüden abgeleitet wird; also Z % mehr. Dementsprechend lässt sich der Gesamtdampfverbrauch, der ohne

die Entnahme Z der Gleichung (18) entspricht, für diesen Fall durch folgende Gleichung ausdrücken:

$$X'_1 = L + M + N + \frac{S - Y - lL - mM - nN}{p} + Z \qquad (19)$$

Von diesem Gesamtbedarf X'_1 ist Y in den Vorkörper eingeführter Frischdampf und $X'_1 - Y$ Abdampf.

Sind zwei oder mehr Vorkörper so hintereinander geschaltet, dass, wenn der erste mit Y % Frischdampf gespeist wird, der letzte (also das Schlussglied der Vorverdampfung) seinen Brüden (also auch Y %) gemischt mit Abdampf in die nachfolgende gewöhnliche Verdampfung abgibt, so ergeben sich durch einfache Ableitung folgende Formeln:

Bei zweifacher Vorverdampfung ist

$$X_2 = L + M + N + \frac{S - 2Y - lL - mM - nN}{p} \qquad (20)$$

bei dreifacher Vorverdampfung

$$X_3 = L + M + N + \frac{S - 3Y - lL - mM - nN}{p} \qquad (21)$$

Wird aus dem Schlussglied einer mehrfachen Vorverdampfung ein Teil des Brüdens — wieder Z % — zu andern Heizzwecken abgeleitet, so ändert sich bei gleichbleibender Dicksaftdichte wieder nichts an der Wasserverdampfung der Einzelkörper, nur muss dann der I. Körper soviel mehr Abdampf erhalten, wie Brüden weniger einströmt. Der Gesamtdampfverbrauch erhöht sich also auch hier um Z %.

Bei zweifacher Vorverdampfung ist dann der Gesamtdampfverbrauch

$$X'_2 = L + M + N + \frac{S - 2Y - lL - mM - nN}{p} + Z \qquad (22)$$

und bei dreifacher

$$X'_3 = L + M + N + \frac{S - 3Y - lL - mM - nN}{p} + Z \quad (23)$$

Beispiel 12. Bei einer dreifachen Verdampfung mit zweifacher Vorverdampfung werden (wie durch Messung der Saftdichten und Berechnung laut Beispiel 8 ermittelt) 96% Wasser entfernt. Der erste Vorkörper erhält 15% Frischdampf; zu Heizzwecken werden dem zweiten Vorkörper 10, dem I. Körper 12 und dem II. Körper 8% Dampf entnommen. Wieviel Abdampf verbraucht der I. Körper und wie verteilt sich die Wasserverdampfung auf die einzelnen Körper?

Der Gesamtverbrauch an Frisch- und Abdampf ergibt sich aus der Gleichung (22). Wenn wir setzen $L = 12$, $M = 8$, $N = 0$, $S = 96$, $Y = 15$, $l = 1$, $m = 2$, $p = 3$ und $Z = 10$, dann ist

$$X'_2 = 12 + 8 + \frac{96 - 2.15 - 1.12 - 2.8}{3} + 10 = 42{,}66\%$$

daher ist die Abdampfmenge gleich

$$X'_2 - Y = 42{,}66 - 15 = 27{,}66\%$$

Die Wasserverdampfung verteilt sich so: auf die beiden Vorkörper entfallen je 15%; der I. Körper bekommt 27,66% Abdampf und 15—10 = 5% Brüden von der Vorverdampfung, er verdampft also 27,66 + 5 = 32,66; von letzten werden 12% abgelenkt, daher entfallen auf Körper II nur noch 32,66—12 = 20,66%. Von den 20,66% vom II. Körper gelieferten Brüden werden 8% abgelenkt und auf den III. kommen nur noch 20,66—8 = 12,66%. Ebensoviel verdampft er auch.

Um zu ermitteln, ob bei dieser Berechnung kein Fehler gemacht ist, wollen wir nun die Einzelwerte,

welche wir eben ermittelt haben, zusammenzählen. Die Summe entspricht dem Werte S und müsste 96 ergeben, was tatsächlich der Fall ist:

$$S = 15 + 15 + 32{,}66 + 20{,}66 + 12{,}66 = 96\,\%.$$

IX.

Verkochung.

Die Menge des beim Verkochen verdampften Wassers wird genau so bestimmt wie bei der Verdampfung.

Beispiel 13. Aus 37,85 % Dicksaft von 60° Bx. (laut Beispiel 8) erhält man (ohne Zuzug von I. Ablauf vor dem Ablassen gerechnet) eine Masse von 94° Bx. und aus einer ungemessenen Menge I. Ablauf von 78° Bx. 7 % II. Masse von 93° Bx. — Wieviel Wasser ist im ganzen verdampft?

Nach dem Verhältnis x : 37,5 = 60 : 94 musste ohne Zuzug $37{,}5\,\frac{60}{94} = 24{,}16\,\%$ I. Masse erhalten sein; daher ist beim Verkochen desselben Wasser verdampft 37,85—24,16 = ... 13,69 %

Nach dem Verhältnis x : 7 = 93 : 78 musste $7 \cdot \frac{93}{98} = 8{,}35\,\%$ I. Ablauf vorhanden sein. Daher ist aus demselben Wasser verdampft 8,35 — 7 = 1,35 %

Aus der I. und II. Masse zusammen also . . . . 15,04 %

Der Dampfverbrauch ist von der Wärmestufe des Dampfes, des Tauwassers und anderen Umständen abhängig.

Folgende Tafel gibt eine Übersicht für die einfachsten Verhältnisse.

Tafel 10.

Dampfverbrauch beim Verkochen, wenn der eingezogene Saft und die fertige Masse gleich warm sind und das Tauwasser mit der ursprünglichen Dampfhitze abgeht.

Bei einem Dampfüberdruck von						
0	0,5	1	1,5	2	3	4 At.
bedarf 1 kg verdampften Wassers kg Dampf						
1,04	1,05	1,07	1,08	1,09	1,10	1,12

Ist das abgehende Wasser kälter als in der Tafel angenommen, so ist der Dampfverbrauch geringer, z. B. wenn in einem Schlangenkörper der Dampfdruck von 4 At. am Ende der Heizschlangen auf 2 At. fällt, entsprechend einem Wärmeabfall von 151 auf 133°, so ist der Dampfverbrauch auf 1 kg verdampftes Wasser statt 1,12 nur 1,08 kg. Da aber anderseits bei jeder Sudkörperbauart zu gewissen Zeiten ein geringer Dampfverlust durch die Saugrohre der Wasserabscheider stattfindet, so braucht diese Mehrausnützung durch die Wasserabkühlung nicht weiter berücksichtigt zu werden.

Ausserdem wird noch eine gewisse Dampfmenge zum Ausdämpfen nach dem Ablassen des Sudes verbraucht. Diese Menge lässt sich nicht berechnen; sie schwankt in weiten Grenzen je nach Wassergehalt der Masse und Bauart der Sudkörper.

Beispiel 14. Zum Verdampfen von 15.04 % Wasser (siehe Beispiel 13) aus I. und II. Masse ist bei 3 At.

Dampfdruck 15,04 × 1,1 = 16,54 % Dampf erforderlich; mit Ausdämpfen und Wiederverdampfen des so eingeführten Wassers aber etwa 17 %.

Das Ausdämpfen kann erspart werden durch Abspritzen der Heizflächen mit einem Sirupstrahl, welcher (durch einen Schlauch mit Mundstück) unter einem Druck von mehreren At. auf sie gerichtet wird. Um all die Stellen sicher zu erreichen, an welchen die Masse gern sitzen bleibt, ordnet man an geeigneten Stellen kleine Mannlöcher an. Der Druck wird entweder durch eine Pumpe oder durch Dampfdruck auf ein so grosses, mit Ablauf gefülltes Gefäss erzeugt, dass der Inhalt grade für diesen Zweck ausreicht. Zum Abspülen nimmt man selbstverständlich den Ablauf von der betreffenden Masse, den man ohnehin in die Maischen zusetzen muss.

X.

Anwärmung von Dicksaft und Sirup.

Der Dicksaft vor dem Filtern und der Sirup, welcher auf II. Masse verkocht wird, werden gewöhnlich angewärmt, ebenfalls der I. und II. Ablauf, welche zur Verdünnung der entsprechenden Massen bestimmt sind. Der damit verbundene Dampfverbrauch lässt sich leicht bestimmen, wenn Menge und Dichte ermittelt sind. Der Wärmehalt wird der Tafel 1 entnommen.

Beispiel 15. Es sollen 37,85 % Dicksaft von 60° Bx. (Beispiel 8 und 13) um 30°, 8,35 % I. Ablauf von 78° Bx. (Beispiel 13) um 40° und ausserdem etwa 3 % I. und II. Ablauf von 78° Bx., welche zur Verdünnung

verwendet werden, ebenfalls um 40° angewärmt werden. Der Wärmehalt ist bei 60° Bx. 0,58, bei 78° 0,45; daher ist der Dampfverbrauch, wenn auf je 1 kg 530 WE ausgenützt werden,

$$\frac{37{,}85 . 0{,}58 . 30}{530} + \frac{(8{,}35+3) 0{,}45 . 40}{530} = 1{,}24 + 0{,}39 = 1{,}63\,\%.^{*)}$$

XI.

Behandlung von Ablauf und Einwurf.

Bei der Fülle der hier zur Anwendung kommenden Verfahren kann kein allgemein gültiges Vorbild für die Berechnung des Dampfverbrauchs angegeben werden. Wenn die Bearbeitung im Aufkochen mit Kalk und darauf folgender Behandlung mit CO_2 oder SO_2 besteht, so wird die Berechnung wie bei der Dünnsaftsättigung durchgeführt und die dort aufgestellten Tafeln haben Giltigkeit, sobald der Kalkverbrauch auf das Rübengewicht bezogen wird.

Beispiel 16. 3,5 % 30° warmer II. Rohzucker sowie 4 % besserer I. Ablauf von 78° Bx. und 50° werden mit etwa 60 % Saft von 80° aufgelöst und mit Kalk aufgekocht. Wenn 0,9, 0,45 und 0,3 die Wärmehalte des Saftes, Sirups und Zuckers sind, so ist der Dampfverbrauch zum Anwärmen der Lösung bis 100°

$$\frac{3{,}5 . 0{,}3\,(100-30) + 4 . 0{,}45\,(100-50) + (3{,}5+4)\frac{60}{100}\,0{,}9\,(100-80)}{530} = 0{,}46\,\%$$

*) Bei Verdampfungen ohne Tauer und Luftpumpe wird der Dicksaft über 100° heiss abgezogen und braucht daher nicht vorgewärmt zu werden. Dann bliebe nur der Verbrauch für den Sirupanteil (0,39) übrig.

Wenn 0,1 % CaO als Kalkmilch zugesetzt und diese um 75° angewärmt wird, so ist der Dampfverbrauch hierzu, laut Seite 38, Posten C, $\frac{0.58}{10} = 0.06\%$. Zusammen $0,46 + 0,06 = 0,52\%$.

Beispiel 17. Bei den im Beispiel 16 angeführten Verhältnissen wird nachträglich 0,1 % Kalk vom Rübengewicht mit 25 % Kohlensäure bei einer mittleren Wärme der abziehenden Gase von 90° gesättigt. Wie gross ist der Dampfverbrauch?

Laut Tafel 7 ist der Dampfverbrauch für die Posten C+D+E—F auf je 1 % CaO = 4,29, auf 0,1 % CaO also $\frac{4,29}{10} = 0,43\%$ einschliesslich Anwärmung der Kalkmilch; ohne diese $0,43 - 0,06 = 0,37\%$.

Für beide Eingriffe laut Beispielen 16 und 17 also $0,52 + 0,37 = 0,89\%$.

XII.

Schleudern und Decken.

Hier bewegt sich der Dampfverbrauch in weiten Grenzen, von 0,5 bis 1,5 % vom Rübengewicht, je nach Arbeitweise und Bauart der Schleudern. Eigentlich müsste sich dieser Verbrauch auf das Verdrängen der Luft aus der Schleuder und auf das Anwärmen des Zuckers in derselben beschränken. Wären die Schleudern luftdicht geschlossen, so wäre das tatsächlich der Fall, denn ein und derselbe Dampf würde, nachdem der Zucker und die Schleuder angewärmt sind, durch die Schleuderkraft veranlasst, aus dem Innern der Trommel durch die Zuckerschicht in den Mantelraum und von hier über den Trommelrand immer wieder

zurück nach innen strömen. In Wirklichkeit strömt der Dampf in grosser Menge durch den Ablaufstutzen des Mantels in's Freie; bei den W e s t o n - Schleudern auch durch den unteren offenen Boden des Mantels. Meist begnügt man sich aber mit diesen Verlusten noch nicht und ordnet an den Schleudermänteln, in der irrtümlichen Meinung, dadurch den Vorgang zu beschleunigen und vom Dampf weniger belästigt zu werden, noch besondere Abzugrohre von gehöriger Grösse an. Die Folge liegt klar auf der Hand: je mehr Dampf dadurch abgesaugt wird, u m s o v i e l m e h r m u s s durch den Dampfeinlass eingeführt werden, wenn nicht die kalte äussere Luft in die Schleuder dringen soll, was die Arbeit ganz bedeutend verlangsamen würde.

Wenn man an den Auslaufstutzen allereinfachste flüssige Verschlüsse*) oder ganz leichte Klappen (welche vom Ablauf gehoben werden) oder von der inneren Seite der Auslauföffnung besondere Kappen, welche den Dampfwirbel von diesem Ausgang ablenken, anbringt, so kann der Dampfverlust hier vermieden werden. Schwieriger ist es allerdings, die untere Öffnung der Westonschleudern zu verschliessen, obgleich auch dies durch besondere, herausziehbare Klappen gelingt. Durch solche Vorrichtungen und Verschliessen der Saugrohre gelang es mir oft, die Arbeit zu beschleunigen, den Dampf und die Hitze im Arbeitsraum zu vermeiden und gleichzeitig den Dampfverbrauch um die Hälfte zu vermindern. Die Saugrohre nützen nur während des Ausräumens, da dann die Arbeiter nicht unter dem aus der Schleuder aufsteigenden Dampf zu leiden haben. Um das zu erreichen und unnötigen Dampfverlust zu vermeiden, baut man in die Abzug-

*) Ich meine durch den Ablauf selbst für Dampf und Luft versperrte Abflüsse.

rohre Drosselklappen ein, welche nur beim Öffnen des Deckels offen stehen. Demselben Zweck und auch zur Dampfersparnis dient die Verkleidung der Schleudermäntel, und grade dies geschieht nur selten in der irrigen Annahme, dass die Mantelabkühlung den Dampfverbrauch nicht beeinflusse. Aus dem Gesagten ist es klar, dass je mehr Dampf an der Mantelfläche vertaut, desto mehr durch das Dampfventil zugeführt werden muss.

XIII.

Dampfverlust durch Strahlung und äussere Abkühlung.

Nach Claassen beträgt dieser Verlust in den Frisch- und Abdampfleitungen bei einer Rübenverarbeitung von 700 000 kg und mittelmässiger Umkleidung 2,49 %, und in den Dampfzylindern 0,26 %. Die entsprechenden Verluste bei der Auslaugung (von 0,5 bis 1 %) und Sättigung mit den damit verbundenen Filtrungen (etwa 5,5 %) sind schon an den bezüglichen Stellen besprochen und in Rechnung gezogen. Den Dampfverlust durch Abkühlung beim Verdampfen und Verkochen schätze ich im Mittel auf 1,5 %. Die Anwärmung des Dicksafts und Ablaufs, welche teilweise durch Abkühlung bedingt ist, ist schon in der Rechnung enthalten. Daher betragen die in vorigen Kapiteln nicht berücksichtigten, durch Abkühlung verursachten Dampfverluste zusammen $2{,}49 + 0{,}26 + 1{,}5 = 4{,}25$ %.

Letzte Zahl ergibt, in Verbindung mit den schon früher besprochenen Verlusten bei der Auslaugung (0,5 bis 1 %) und den Sättigungen mit Filtrungen (5,5 %) und anderen, einen Gesamtverlust durch Abkühlung von 10 bis 12 %, welcher gross genug ist,

um voller Beachtung wert zu sein. Bei sehr guter Umkleidung aller Leitungen und Geräte kann dieser Verlust verringert werden, bei schlechter Umkleidung kann er noch steigen.

Zur Beurteilung der verhältnismässigen Güte verschiedener Wärmeschutzmittel sind die Ergebnisse der Versuche von Rietschel sehr lehrreich*). Ich will sie für unsere Zwecke lieber entsprechend umgerechnet und etwas gekürzt in nachstehender Tafel 11 wiedergeben.

Bei der Wertbestimmung neuer Umkleidungsmittel kann man sich durch folgende, von Ordway gefundene sehr einfache und einleuchtende Beziehung leiten lassen: der Wärmeschutz ist um so grösser, je geringer das Eigengewicht des Wärmeschutzmittels ist.

Die Tafel 11 zeigt, dass das beste Wärmeschutzmittel der billige Filz ist. Diesem am nächsten kommt Seide. Reine Seide müsste wegen ihrer feinen Faser eigentlich höher stehen, aber für solche Zwecke können nur knotige, nicht anders verwertbare Abfälle in Frage kommen und darum steht guter Filz obenan. Er hat nur den Nachteil, dass er nicht unmittelbar auf Rohre für hochgespannten Dampf aufgetragen werden kann. Für letztere empfehlen Babcock & Wilcox die Umhüllung mit Asbestpappe, über welche, je nach Durchmesser der Rohre, 6 bis 12 Holzstäbe gelegt und mit Draht befestigt werden. Über dieses Gerippe wird ungeteerte Pappe gewunden und entsprechend befestigt. An den Flanschen werden die Räume zwischen den Stäben mit Holz verbaut und die Aus-

*) H. Rietschel. Leitfaden zum Berechnen und Entwerfen von Lüftungs- und Heizungs-Anlagen.

Tafel 11.

Wärmeverlust, wenn der Verlust bei unbekleideten Flächen = 100 ist.

Art der Umkleidung	Stärke der Umkleidungsschicht			
	15 mm	20 mm	25 mm	30 mm
Strohseil mit Lehm	69	64	60	57
Schnur aus Asbestklöppelung mit Asbestfaserfüllung	59	56	54	52
Verschiedene Kieselguhrerzeugnisse (im Mittel)	46	42	40	39
Kunsttuffsteinschalen	38	33	30	28
Korkschalen	44	35	29	24
Seidenzöpfe ohne Luftschicht	25	22	20	19
Remanitzöpfe (Karbonisierte Seide)	25	22	20	19
Filz, weicher brauner Stoff, ohne Verband oder mit Verband und mit Dextrin bestrichen	19	16	14	13

Anmerkung. Bei sachgemäss ausgeführtem 10—12 mm weitem Luftmantel mit gut abschliessender Filz- oder Seidenumhüllung kann der Verlust bis 7 heruntergehen.

sparungen für die Schrauben nachträglich mit Filz verpackt. Für überhitzten Dampf reicht auch das nicht aus. Man greift dann zweckmässig zu einer ein- oder zweifachen Weissblechumhüllung, welche mit reibeisenartig aufgestanztem Bandeisen usw. so befestigt wird, dass sich 10—12 mm weite Luftmäntel bilden. Darüber kommt dann Filz oder eine andere geeignete Einkleidung.

Nachstehende Tafel 12 gibt annähernd den Wärme- und Dampfverlust bei nicht umhüllten schmied- oder gusseisernen Flächen.

Um den Wärme- oder Dampfverlust auf 1 qm Fläche für diese oder jene Umkleidung zu finden, genügt es, die betreffenden Zahlen der Tafel 12 mit den entsprechenden Werten der Tafel 11 zu malen und durch 100 zu teilen.

Natürlich hängt viel davon ab, wie die Umkleidung gemacht ist. Wesentlich ist, dass die Luftmäntel gut abschliessen und dass jedem Luftaustausch in der Umhüllung entgegengearbeitet wird. Ein Luftmantel mit Luftzug ist schlechter als gar keiner. Darum nutzt auch die bei Verdampfkörpern usw. übliche schöne Holzverschalung mit Luftraum darunter oft garnichts, da der sich darunter einstellende Luftzug eine erhöhte Wärmeübertragung hervorrufen kann. Für solche Zwecke ist die Umkleidung mit Filz und dünnem Eisenblech darüber viel zweckmässiger.

Tafel 12.

Verlust durch Abkühlung und Strahlung für 1 qm schmied- bezw. gusseiserne Fläche.*)

Wärmegefälle	WE	Dampf in kg
10°	90	0,16
20°	180	0,33
30°	290	0,54
40°	400	0,74
50°	540	1,00
60°	680	1,26
70°	820	1,52
80°	980	1,81
90°	1140	2,11
100°	1300	2,40
110°	1450	2,68
120°	1650	3,06
130°	1850	3,43
140°	2020	3,74
150°	2230	4,13
160°	2450	4,54
170°	2680	4,96

*) Weissblech-, Zink- und Kupferflächen verlieren etwa um $^1/_3$ weniger. Mit Rost bedeckte Flächen verlieren mehr als reine. Polierte Flächen verlieren am wenigsten. Dagegen erhöht das Bestreichen mit Firnis oder Ölfarbe oder das Abreiben mit Öl den Wärmeverlust sehr.

XIV.

Kraftleistung.

Man kann annehmen, dass für je 100 kg stündlich verarbeiteter Rüben 1,5 bis 1,8 indicierte oder 1,2 bis 1,5 auf die Welle abgegebene Pferdestärken erforderlich sind.

Den für eine PS_i stündlich erforderlichen Dampf gibt für ältere Anlagen ungefähr folgende Tafel (13) an. Für 1 PS_e ist der Dampfverbrauch um etwa 15% höher. Diese Tafel macht keinen Anspruch auf grosse Genauigkeit, da Bauart und Zustand der Maschine eine grosse Rolle spielt. Für den heutigen Stand des Maschinenbaues sind diese Zahlen zu hoch. Man kommt jetzt bei Auspuffmaschinen und Überhitzung bis auf 6 kg für 1 PS_i und Stunde. Aber solcher Maschinen dürfte es in den Zuckerwerken nur wenige geben und noch weniger sind sie auf die Dauer in solchem Stand zu halten. Im Allgemeinen bewegt sich der stündliche Dampfverbrauch auf 1 PS_i in den Grenzen zwischen 10 und 20 kg und auf das Rübengewicht zwischen 15 und 35%.

So gross dieser Dampfverbrauch auch sein mag, in jedem, auch nur mittelmässig eingerichteten Betriebe wird der ganze Abdampf verwertet, daher ist der zur Arbeitsleistung erforderliche Verbrauch nicht grösser als die theoretisch berechnete Zahl, d. h. jede verbrauchte WE entwickelt 428 mkg Arbeit. Die mit dem Dampfantrieb verbundenen Dampfverluste durch Abkühlung in den Leitungen und Zylindern sind schon im vorigen Abschnitt berücksichtigt. Da 1 PS jede Sekunde 75 mkg Arbeit leistet (entsprechend dem Hube 1 kg auf 75 m Höhe oder 75 kg auf 1 m Höhe), so beträgt der stündliche Wärmeverbrauch einer Pferdestärke $\frac{75.60.60}{428} = 631$ WE; daher für 1,5 — 1,8 PS_i, also auf 100 kg Rüben, 946 bis 1136 WE. Da diese Wärme durch Dampfvertauung frei gemacht wird und 1 kg Dampf bei den im Dampfzylinder obwaltenden Verhältnissen durch Verflüssigung im mittel 540 WE frei gibt, so beträgt

Tafel 13.

Stündlicher Dampfverbrauch für je 1 PS_i in kg.

Füllung	Druckunterschied vor und hinter dem Dampfzylinder in Atm.																								
	3					4					5					6					7				
	Durchmesser des Dampfzylinders in mm																								
	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600	200	300	400	500	600
0,4	—	—	—	—	—	—	—	—	—	—	22	20	18	17	16	21	19	17	16	15	19	17	16	15	14
0,5	—	—	—	—	—	26	24	21	20	19	24	22	20	19	17	23	21	19	17	16	20	18	17	16	15
0,6	—	—	—	—	—	28	26	23	21	20	25	23	21	20	18	24	22	20	18	17	22	20	19	17	16
0,7	35	32	29	27	25	31	28	25	23	21	27	24	22	21	20	26	23	21	20	19	25	22	20	19	18

Anmerkung. Bei Dampfüberhitzung verringern sich diese Zahlen um etwa 30%.

die in Arbeit umgesetzte Dampfmenge $\frac{946}{540}$ bis $\frac{1136}{540}$ = 1,75 bis 2,1% vom Rübengewicht.

In diesem Punkt gehen die Schlüsse der Fachleute sehr weit auseinander, je nachdem und in welchem Grade man sich über den immerhin etwas verwickelten Wärmeumsatz, welcher in einer Dampfmaschine Platz hat, klar war. Jelinek schätzte den beim Durchgang durch die Dampfmaschine vertauten Dampf ganz grundlos auf 30% vom eintretenden Dampf; eine ganze Reihe anderer verfiel auf den Fehler, noch einen besonderen Dampfverlust durch Ausdehnung desselben hinter dem Dampfzylinder anzunehmen, und zwar um so grösser, mit je grösserer Füllung die Maschine arbeitet, wobei vergessen wurde, dass der in den Heizräumen sich ausdehnende Dampf hier gar keine äussere Arbeit verrichtet (wie dies z. B. der Fall wäre, wenn der Abdampf in die Luft abgehen würde). In Wirklichkeit gibt es hier, ausser dem schon abgeschätzten, keinen weiteren Dampfverlust; denn wenn wir einen mit den Heizvorrichtungen verbundenen Dampfantrieb als Ganzes betrachten, so haben wir hier nur Dampf- bezw. Wärmeausgaben 1) zur Verrichtung der mechanischen Arbeit einschliesslich der Reibungsverluste, welche Summe vom Indikator angegeben wird, und 2) für die äussere Abkühlung. Andere Ausgaben sind undenkbar. Da die beste Maschine mit Tauer in den in Zuckerwerken möglichen Abmessungen immer noch 5—6 kg für jede PS_i, also 8 bis 10% Dampf vom Rübengewicht bedarf, so hält hier die allerbeste Maschine mit Tauer den Vergleich mit der allergewöhnlichsten Maschine, deren Abdampf verwertet wird, nicht aus, da letztere nur 1,75 bis 2,1% Dampf kostet, also gegenüber der ersten 6 bis 8% spart.

Da anderseits der berechnete Dampfverbrauch von 1,75 bis 2,1 % nicht von der Güte der Maschinen abhängt, so folgt hieraus, dass, so lange zweckmässige Verwertung des Abdampfs möglich ist, die Zahl und die Güte der Maschinen auf den Gesamtdampfverbrauch keinen Einfluss hat, abgesehen von dem Unterschied in der Grösse der Abkühlungsflächen, was wenig in's Gewicht fällt.

Durch Dampfüberhitzer wird der Wärme- und Dampfverbrauch für die Arbeitsleistung und zu Anwärme- und Kochzwecken nicht geändert. Um wieviel hierbei der Dampfverbrauch der Maschinen verringert wird, genau um so viel mehr Frischdampf muss in die Verdampfung gegeben werden. Wenn man hoch- und niedriggespannten Kesseldampf hat, so ist die Folge nur, dass der Verbrauch an hochgespanntem Dampf dabei fällt, der Bedarf an niedriggespanntem aber um ebensoviel steigt. Die eine Kesselgruppe wird entlastet, die andere um ebensoviel belastet. Der neuliche Versuch, einen Vorteil von der Überhitzung darin zu erblicken, dass der überhitzte Dampf in den Leitungen weniger Wärme abgebe, ist tiefsinnig aber nicht den Tatsachen entsprechend, denn diese Annahme beruht auf grobem Irrtum. Tatsächlich verlieren die Leitungen bei überhitztem Dampf (gleiche Umhüllung vorausgesetzt) zwei bis drei mal soviel Wärme als ohne Überhitzung. Der Vorteil der Überhitzer und guter Maschinen liegt in der geringeren Menge Abdampf, den sie geben. Denn je weniger Abdampf, desto zweckmässiger kann die Verdampfung ausgebaut werden und desto grösser ist das Anwendungsgebiet der Brüdendämpfe, wovon später die Rede sein wird.

XV.

Andre Dampfverbrauchstellen.

Ausser den schon besprochenen kann es noch verschiedene andre Verbrauchstellen geben, wie Knochenkohlenhäuser und -filtrungen, Ausscheidung, Trocknungen, Heizungen usw. Dieser Verbrauch muss in jedem Falle nach allgemeinen Regeln bestimmt werden. Wir wollen uns mit diesen, jetzt zum Teil immer seltener werdenden Eingriffen nicht weiter beschäftigen. Der Dampfverbrauch für die Ausscheidung wird öfter auf 15% vom Gesamtverbrauch geschätzt.

Die Dampfverteilung.

I.

Wege zur Minderung des Gesamtverbrauchs.

Bisher haben wir den Dampfverbrauch der Einzelstellen uud die denselben beeinflussenden Ursachen besprochen. Nun wollen wir es versuchen, einen Überblick über die Mittel und Verfahren zu geben, welche, unabhängig vom Dampfverbrauch der Einzelstellen, die Verminderung des Gesamtverbrauchs von Kesseldampf zum Zweck haben.

A. Ersparnis durch mehrfache Verdampfung.

Als erstes Mittel dieser Art ist das zuerst von Rillieux vorgeschlagene Verfahren mehrfacher Ausnützung der gebundenen Dampfwärme, welches wir schon bei Besprechung der Verdampfung streiften. Wenn aus dem Saft S % Wasser verdampft werden soll, so kann dies durch Hintereinanderschalten einer Anzahl von p Körpern, von welchen jeder nachfolgende mit dem Brüden des vorhergehenden geheizt wird und dessen gebundene Dampfwärme restlos ausnützt, mit einem Aufwand von nur $\frac{S}{p}$% Dampf durchgeführt werden.

B. Ersparnis durch Brüdenablenkung.

Ein zweites, nicht minder wichtiges und auch von Rillieux in Anwendung gebrachtes Verfahren (der sogenannte „zweite Grundsatz Rillieux") beruht auf Ersatz des Frisch- und Abdampfs bei den verschiedenen Anwärm- und Verkochstellen durch Brüden aus einem der Verdampfkörper. Von diesem Verfahren war ebenfalls schon die Rede. Jetzt wollen wir vor allem untersuchen, welche Vorteile diese Brüdenablenkung bieten kann.

Vergegenwärtigen wir uns wieder die schon auf S. 54 behandelte Kette von p Körpern, entsprechend den Reihenzahlen

$$1, 2 \ldots l \ldots m \ldots n \ldots p,$$

welche im Ganzen S% Wasser verdampft. Es sei dabei die Einrichtung vorhanden, welche es gestattet, den Körpern l, m und n für verschiedene Betriebzwecke je L, M und N% Brüden zu entnehmen. Wenn von dieser Einrichtung kein Gebrauch gemacht wird, so muss, wie schon früher besprochen, der Verdampfung $\frac{S}{p}$ und den anderen Stellen (L + M + N) % Dampf zugeführt werden, im Ganzen also in die Verdampfung und die hier gedachten Betriebstellen

$$\frac{S}{p} + L + M + N$$

Anderseits ist, laut Ansatz (17) Seite 55, der Gesamtdampfverbrauch mit Brüdenablenkung

$$L + M + N + \frac{S - lL - mM - nN}{p}$$

Die durch die Ablenkung erzielte Dampfersparnis

gleicht dem Unterschied zwischen diesen zwei Grössen, also

$$\left\{\frac{S}{p}+L+M+N\right\}-\left\{L+M+N+\frac{S-lL-mM-nN}{p}\right\}$$

oder nach Umformung

$$\frac{lL+mM+nN}{p} \quad \ldots\ldots\ldots\ldots \quad (24)$$

Die Dampfersparnis durch anderweitige Verwertung des Brüdens gleicht also der durch die Körperzahl geteilten Summe der mit der betreffenden Reihenzahl gemalten Dampfentnahmen.

Beispiel 18. Bei einem Vierkörper wird dem I. Körper (etwa zum Verkochen und Sättigen) 16%, dem II. (für Auslaugung und Wärmer) 14% und dem IV. Körper (für Wärmer) 3% entnommen. Dann ist $l = 1$, $m = 2$, $n = 4$; L, M, N je 16, 14 und 3, und $p = 4$. Die Dampfersparnis ist dann

$$\frac{1\times 16+2\times 14+4\times 3}{4}=14\%$$

Könnte die Dampfentnahme, umgekehrt, vom I. Körper 3, vom II. Körper 14 und vom IV. Körper 16 sein, so wäre die Ersparnis

$$\frac{1\times 3+2\times 14+4\times 16}{4}=23{,}75\%$$

Nachstehende Tafel 14 gibt eine Übersicht über die für jeden Körper bei Brüdenablenkung zu erzielenden Gesamtersparnisse, wie man sie aus der Formel (24) leicht berechnen kann.

Tafel 14.

Gesamtdampfersparnis durch Brüdenablenkung.

	Bei Dampfablenkung aus dem Körper					
	I	II	III	IV	V	VI
	erspart man auf 100 Teile abgelenkten Dampf					
Beim Einkörper . .	100	—	—	—	—	—
„ Zweikörper .	50	100	—	—	—	—
„ Dreikörper . .	33,33	66,66	100	—	—	—
„ Vierkörper . .	25	50	75	100	—	—
„ Fünfkörper .	20	40	60	80	100	—
„ Sechskörper .	16,66	33,33	50	66,66	83,33	100

Diese Tafel gestattet ebenfalls, die Ersparnis für jeden Fall zu berechnen. So wäre die Ersparnis im Beispiel 18 beim I. Körper $16 \cdot \frac{25}{100}$, beim II. $14 \cdot \frac{50}{100}$ und beim IV. $3 \cdot \frac{100}{100}$, zusammen also

$$16 \cdot \frac{25}{100} + 14 \cdot \frac{50}{100} + 3 \cdot \frac{100}{100} = 14\%.$$

C. Ersparnis durch Vorverdampfung.

Der von Pauly aufgestellte Grundsatz besteht darin, dass, wenn bei der Verdampfung ausser Abdampf auch noch Frischdampf verwendet wird, dieser nicht unmittelbar in den I. Körper, sondern in einen besonderen Vorkörper eingeführt und der Brüden von diesem gemeinsam mit Abdampf in den I. Körper geleitet wird.

Die Dampfersparnis, welche die Aufstellung eines Vorkörpers ergeben kann, gleicht dem Unterschied im Verbrauch von Frisch- und Abdampf für beide Fälle (also mit und ohne Vorkörper), wie solcher in den Ansätzen (17) und (18) Seite 55 u. 56 ganz allgemein dargestellt ist. Indem wir die Werte des Ansatzes (18) von denjenigen des Ansatzes (17) abziehen, erhalten wir die gewünschte Dampfersparnis, nämlich

$$X - X_1 = \frac{Y}{p} \quad \ldots\ldots\ldots \quad (25)$$

Die Ersparnis, welche ein Vorkörper gewährt, gleicht also der in ihn eingeführten Dampfmenge geteilt durch die Zahl nachfolgender Körper.

Beispiel 19. Ein Vierkörper erhält ausser Abdampf 10 % Frischdampf. Nachdem ein Vorkörper angegliedert war, erhielt dieser nur 8 % Frischdampf, denn $\frac{8}{4} = 2\%$ wurden erspart.

In ähnlicher Weise kann man die durch zwei- bezw. dreifache Vorverdampfung erreichbare Ersparnis berechnen, indem man vom Wert X der Gleichung (17) den Wert X_2 bezw. X_3 der Gleichungen (20) bezw. (21) abzieht. Man erhält dann

$$X - X_2 = \frac{S - lL - mM - nN}{p} - \frac{S - 2Y - lL - mM - nN}{p} = \frac{2Y}{p} \quad .. (26)$$

und

$$X - X_3 = \frac{S - lL - mM - nN}{p} - \frac{S - 3Y - lL - mM - nN}{p} = \frac{3Y}{p} \quad .. (27)$$

Eine mehrfache Vorverdampfung erspart also soviel Dampf, wie Frischdampf in dieselbe eingeführt wird, gemalt mit der Vorkörperzahl und geteilt durch die Nachkörperzahl.

D. Brüdenablenkung von der Vorverdampfung.

Um zu entscheiden, ob die Brüdenablenkung von der Vorverdampfung etwas nützt, genügt es, die Gleichungen (18) und (19), sodann (20 und (22), sowie (21) und (23) zu vergleichen. Dieser Vergleich ergibt

$$X'_1 - X_1 = X'_2 - X_2 = X'_3 - X_3 = Z \quad . . (28)$$

und das heisst, dass durch Brüdenablenkung vom Schlussglied einer Vorverdampfung der Dampfbedarf der Verdampfung um so viel steigt, wie für den betreffenden Heizzweck abgelenkt wird. Die Brüdenablenkung von der Vorverdampfung bedingt somit (gegenüber der Verwendung von

Abdampf) keine Ersparnis. Das einzige Ergebnis solcher Einrichtung wäre, dass je mehr Brüden abgelenkt wird, um ebensoviel mehr Abdampf an dessen Stelle in den I. Körper gehen müsste. Wenn daher für einen gegebenen Zweck der Brüden vom I. Körper der Nachverdampfung zu kühl wäre, so heizt man diese Stelle am besten mit Abdampf, was auch manche andre Vorzüge für sich hat.

E. Abdampfablenkung bei vorhandener Vorverdampfung.

Die Ablenkung des Abdampfs vom I. Körper hat bei Vorhandensein einer Vorverdampfung zur Folge, dass dann die Leistung der letzten auf Kosten der Nachverdampfung erhöht werden kann. Je ausgiebiger davon Gebrauch gemacht werden kann, desto grösser der Nutzen. Diese Ersparnis — eine einfache Erwägung und Betrachtung der Ansätze 25, 26 und 27 ergibt das — gleicht der abgelenkten Abdampfmenge gemalt mit der Vorkörperzahl und geteilt durch die Nachkörperzahl.

F. Ersparnis durch Brüdenrückleitung.

Eine eigentümliche Art der Brüdenausnutzung besteht im Verdichten eines Teiles des aus irgend einem Körper austretenden Brüdens und Rückleitung desselben in den I. Körper. Dies wurde zuerst von Körting empfohlen, und zwar sollte die Verdichtung durch ein mit hochgespanntem Kesseldampf gespeistes Strahlgebläse geschehen. Später schlug Weibel vor, dazu besondere Kolbengebläse zu verwenden, was nur da eine gewisse Berechtigung hätte, wo genügend Wasserkraft umsonst zur Verfügung

wäre. Dann wäre es aber richtiger, überhaupt keinen Dampfantrieb, also auch keinen Abdampf, dafür aber mehr Verdampfungstufen zu haben. Dieses Verfahren ist, wie auch das Pauly'sche, nur dann anwendbar, wenn es der Zustand der Dampfmaschinen gestattet, in den I. Körper immer eine genügende Menge Frischdampf zu geben. Nach Angabe der Firma Gebr. Körting sind zur Verdichtung eines kg Saftdampf von 0,7 auf 1,5 At. etwa 2 kg Kesseldampf von 6 At. erforderlich. Wie hoch die dabei zu erzielende Ersparnis ist, kann aus der Tafel 14 ersehen werden. Wird der Dampf z. B. dem II. Körper eines Vierkörpers entnommen, so erspart man 50% vom entnommenen Brüden usw.

Beispiel 20. Nehmen wir wieder den Fall aus dem Beispiel 19. Es sei also die Möglichkeit vorhanden, in den I. Körper eines Vierkörpers 10% Frischdampf zu geben. Will man, statt diesem ein Gemisch aus 1 Teil Brüden vom II. Körper und 2 Teilen Kesseldampf benutzen, so kommt auf $\frac{10}{3} = 3{,}33\%$ Brüden $2 \times \frac{10}{3} = 6{,}66\%$ Kesseldampf. Da nun der dem II. Körper entnommene Dampf (laut Tafel 14) 50% seines Gewichtes spart, so beläuft sich die Ersparnis auf $3{,}33 \cdot \frac{50}{100} = 1{,}66\%$.

Ein Vergleich dieser Zahl mit der Ersparnis, welche wir im Beispiel 19 für einen Vorkörper berechnet haben (2%), zeigt, dass letzterer grösseren Vorteil bietet. Das Ergebnis würde sich kaum zu Gunsten des Strahlgebläses ändern, wenn statt aus dem II. Körper der Brüden dem III. Körper entnommen würde, da dann zur Verdichtung 1 kg Brüden, ent-

sprechend seiner geringeren Spannung, noch viel mehr Kesseldampf erforderlich wäre. Wenn man noch in Betracht zieht, dass ein Strahlgebläse immer den Zufluss der vollen Kesseldampfmenge erfordert (da andernfalls statt Brüden anzusaugen, leicht Kesseldampf in den II. Körper treten könnte), wogegen das Bedürfnis der Verdampfung Schwankungen unterliegt, so kommt man zum Schluss, dass der Wert dieses äusserlich bestechenden Verfahrens sehr gering ist. Gegenüber einer mehrfachen Vorverdampfung kommt dies Verfahren erst recht nicht in Frage.

II.

Grösste erreichbare Dampfersparnis. Güteverhältnis.

Trotz der Wirksamkeit der im vorigen Abschnitt rechnerisch begründeten Mittel können sie weder einzeln noch vereinigt über ein ganz bestimmtes Maass der Ersparnis herausgeben, weil die Brüdenmenge S, welche der Saft liefern kann, eine beschränkte ist. Auf die einzelnen Körper können nur Teile davon entfallen. Würde man einen grösseren Teil der Verdampfung in die Vorkörper verlegen, so könnten die nachfolgenden Körper mitunter nicht mehr genügend Brüden entwickeln, um die ihnen zugedachten Stellen zu beheizen und umgekehrt, beschränkt eine ausgiebige Brüdenablenkung den möglichen Nutzen einer Vorverdampfung. Das gleiche gilt von der Abdampfablenkung: je mehr davon abgelenkt wird, um so beschränkter wird das Anwendungsgebiet des Brüdens.

Vergegenwärtigen wir uns wieder die schon auf S. 54 besprochene Kette

1,2..l..m..n..p

in der l, m, n und p die Reihezahlen bedeuten. Von l werden L% Brüden abgelenkt, von m und n entsprechend M und N%. Wenn P% zum Tauer gehen, so kann man die ganze Wasserverdampfung der Kette in folgende Anteile zerlegen:

a) Um P% zum Tauer zu liefern, müssen sämtliche Körper eigens für diesen Zweck je P% Wasser verdampfen. Zusammen also p × P.

b) Um den von n abgelenkten Brüden N zu liefern, müssen sämtliche Körper von 1 bis n einschliesslich ausser dem unter a) genannten Posten noch je N% Wasser verdampfen. Zusammen also n × N.

c) Desgleichen müssen sämtliche Körper von 1 bis m einschliesslich ausser den Posten unter a) und b) noch je M% verdampfen, damit von m diese Brüdenmenge abgelenkt werden kann. Zusammen also m × M.

d) Desgleichen müssen sämtliche Körper von 1 bis l ausser den Posten unter a) b) und c) noch je L% verdampfen, damit ebensoviel Brüden von l abgelenkt werden kann. Zusammen also l × L.

Die Summe aller dieser Posten ergibt die Gesamtwasserverdampfung der ganzen Kette. Wir können also schreiben:

$$S = lL + mM + nN + pP \quad . \; . \; . \; . \quad (29)$$

Desgleichen könnte leicht nachgewiesen werden, dass bei Ketten mit ein-, zwei- und dreifacher Vorverdampfung bei Y% Frischdampfverbrauch die jeweiligen Werte von S wie folgt ausgedrückt werden können:

$$S = Y + lL + mM + nN + pP \quad . \; . \; . \; (30)$$

$$S = 2Y + lL + mM + nN + pP \quad . \; . \; . \; (31)$$

$$S = 3Y + lL + mM + nN + pP \quad . \; . \; . \; (32)$$

Setzt man in die Gleichungen (17), (18), (20) und (21) statt S die entsprechenden Gegenwerte aus (29), (30), (31) und (32) so erhält man

$$X = X_1 = X_2 = X_3 = L + M + N + P \quad . \; . \; (33)$$

Diese Gleichung drückt die bedeutsame Tatsache aus, dass der Dampfverbrauch einer beliebigen Verdampfkette, gleichviel ob mit oder ohne Vorverdampfung, stets gleich ist dem Verbrauch der einzelnen Brüdenheizstellen einschliesslich der Menge, welche zum Tauer geht.

Die Werte X, X_1, X_2 und X_3 sind am Kleinsten, die Nutzleistung ist am grössten, wenn in der Gleichung (33) $P = 0$ ist, wenn also der Brüden so ausgenutzt wird, dass auf den Tauer garnichts entfällt. Dann ist

$$X_{min} = X_{1\,min} = X_{2\,min} = X_{3\,min} = L + M + N \quad . \; . \; . \; (34)$$

Diese Gleichungen beweisen, dass man mit dem Dampfverbrauch unter ein gewisses, in allen Fällen gleichbleibendes Mindestmaass nicht herunter kommen kann, und dieses Mindestmaass gleicht der Summe des Dampfverbrauchs aller brüdenbeheizten Einzelstellen (ausser der Verdampfung selbst). Mit andern Worten, man kann höchstens das Wasser aus dem Saft selbst kostenlos verdampfen;

der Dampfverbrauch der andern Stellen muss unter allen Umständen in vollem Werte mit Frisch- und Abdampf (auf dem Umwege über die Verdampfung!) bezahlt werden. Hier noch weiter zu kommen, kann es kein Dampfeinteilungsverfahren geben.*)

Das Verhältnis der Brüdenmenge P, welche zum Tauer geht, zur gesamten Wasserverdampfung S kann unter allen Umständen als Maass der Vollkommenheit einer Anlage gelten. Ich will den Gütegrad einer Verdampfung durch die Formel

$$100\left(1 - \frac{P}{S}\right) \quad \ldots\ldots\ldots \quad (35)$$

ausdrücken. Beim Einkörper ohne Brüdenausnützung ist diese Gütezahl = 0, weil eben gar nichts gespart wird, beim Zweikörper = 50, beim Vierkörper 75 usw. Jede Verdampfung ohne Tauer bietet den höchsten Grad der Vollkommenheit, denn die Wasserverdampfung kostet gar nichts und der Gütegrad ist 100. Um die Dampfmenge zu bestimmen, welche zur Verdampfung von 100 kg Wasser erforderlich ist, hat man nur nötig, den aus (35) bestimmten Wert von 100 abzuziehen. Also im Einkörper kostet solche Wasserverdampfung 100 — 0 = 100 kg Dampf, im Vierkörper 100 — 75 = 25 kg usw. In einer Verdampfung vom Güteverhältnis 100 kostet sie gar nichts, denn 100 — 100 = 0.

*) Ich weiss nicht, ob die in diesem Kapitel dargelegten Gesetzmässigkeiten schon früher jemandem zum Bewusstsein gekommen sind. Mir kamen sie bei Bearbeitung dieser zweiten Auflage unter die Feder.

III.
Anwendungsmöglichkeiten der Dampfsparverfahren.

Nachdem wir die Grundlagen der verschiedenen Dampfsparverfahren dargelegt haben, wollen wir nun die praktische Verwertbarkeit derselben untersuchen. Ehe wir aber näher darauf eingehen, wollen wir erst den Dampfverbrauch der verschiedenen Heizstellen einzeln, und zwar für mittlere Arbeitverhältnisse, wie wir sie teilweise schon in den Beispielen aufgeführt haben, zusammenstellen. Dies ist in folgender Tafel 15 geschehen.

Bei einem Dreikörper wäre statt 24 der Dampfverbrauch bei der Verdampfung $\frac{96}{3} = 32$, bei einem Zweikörper $\frac{96}{2} = 48\,\%$ und der Gesamtdampfverbrauch 91,82 bezw. 107,82 %. Bei unvollständiger Ausnützung des Abdampfes erhöht sich der Bedarf entsprechend, ebenso wäre er grösser bei dünnerem Dicksaft und anderen, den Dampfbedarf einzelner Stellen beeinflussenden Abweichungen.

Bei allen möglichen Gestaltungen der Dampfverteilung, welche die Herabminderung des oben berechneten Gesamtverbrauchs zum Zwecke haben, muss man vor allem die Wärmestufen im Auge haben, bis zu welchen angewärmt werden muss, sowie diejenigen der Dämpfe, mit welchen dies geschehen könnte, denn man kann nur dann mit Vorteil anwärmen, wenn ein Wärmegefälle von mindestens 10° zur Verfügung steht. Je heisser die Dämpfe in den verschiedenen Verdampfkörpern, um so weiter ist das Feld ihrer Verwendbarkeit; je höher die Hitze, bis zu welcher

Tafel 15.

Mittlerer Dampfverbrauch bei 120% Saftabzug, Anwärmung des Rohsaftes von 35 auf 85°, mittlerer Abgaswärme beim Sättigen 80°, bei 3% Kalk als Kalkmilch, Gas mit 25% CO_2 und anderen weiter angeführten Bedingungen:

1.	Auslaugung im Mittel	7,00%
2.	Rohsaftwärmer	10,00%
3.	Dünnsaftsättigung (laut Tafel 9, S. 46)	12,63%
4.	Ausdämpfen der Schlammpressen . .	0,75%
5.	Anwärmung des Saftes im I. Körper bis zur Siedehitze (Beispiel 6, S. 51).	2,66% *)
6.	Verdampfung von 96% Wasser (etwa nach Beispiel 8) im Vierkörper . . .	24,00%
7.	Verkochung (Beispiel 14, S. 60) . . .	17,00%
8.	Anwärmung des Dicksaftes und der Sirupe (Beispiel 15, S. 62).	1,63% **)
9.	Behandlung der Abläufe und Kläre (Beispiele 16 u. 17, S. 63)	0,89%
10.	Schleudern (S. 63)	1,00%
11.	Äussere Abkühlung (S. 65)	4,25%
12.	Kraftleistung (S. 72)	2,00%
	Zusammen bei vollständiger Verwertung des Abdampfs und ohne Brüdenablenkung	83,81%

*) Man beachte die Fussnote zu Seite 51.
**) Man beachte die Fussnote zu Seite 62.

angewärmt werden soll, desto heisser muss der zur Verwendung kommende Dampf sein. Da nun aber die Dampfersparnis um so grösser ist, je mehr Verdampfungstufen der Brüden vor seiner Verwendung schon durchgemacht hat, so ersieht man schon, worin die Schwierigkeiten bestehen, mit welchen man bei der Brüdenausnützung zu kämpfen hat.

Um die Gesamtdampfersparnis möglichst weit zu treiben, ist es aus diesem Grunde erforderlich, die einzelnen Anwärmvorrichtungen so zu bauen, dass sie den Zweck mit möglichst geringem Wärmegefälle zu erreichen gestatten, indem man möglichst grosse Heizflächen verwendet, das Mögliche tut, um die Saftbewegung, besonders dicht an den Heizflächen, zu beschleunigen, dem Heizdampf möglichst grosse Durchgangquerschnitte darzubieten, die Heizschlangen durch Rohrbündel zu ersetzen usw. Weiter muss die Hitze im I., II. und mitunter auch im III. Körper, soweit dem die Zuckerzersetzungsgefahr nicht widerspricht, möglichst hoch gehalten werden, was durch Vergrösserung der ersten Körper auf Kosten der letzten erzielt werden kann.

Immerhin wird durch alle diese Rücksichten die Aufgabe der zweckmässigsten Ausgestaltung der Verdampf- und Heizeinrichtungen recht verwickelt. Einerseits muss nach möglichster Dampfersparnis gestrebt werden, anderseits sollen die in Kauf zu nehmenden Nachteile — Zuckerverluste und Verzinsung kostspieliger Anlagen, welche die Brennstoffersparnisse überschreiten können — möglichst niedrig gehalten werden. Eine Formel, welche das Verhältnis zwischen allen diesen Einflüssen, einschliesslich Brennstoff-, Zucker- und Heizflächenpreis rechnerisch umfasst, ist noch nicht gegeben und auch wir wollen uns damit nicht beschäftigen, da uns schliesslich doch einige

Erfahrungsätze fehlen würden. Wir wollen uns auf die Betrachtung einiger allgemeiner Gesichtspunkte beschränken, welche uns wenigstens gestatten, gröbere Irrtümer zu meiden. Zu diesem Ende wollen wir zunächst untersuchen, welche Höchstwärmestufen wir in den einzelnen Körpern zur Verfügung haben können, um dann Betrachtungen über die Verwertung derselben auf den Einzelstellen anzuschliessen.

IV.

Das Wärmegefälle in der Körperkette.

Wir wollen zuerst die Saftdichte in den verschiedenen Körpern feststellen, und zu diesem Zweck kehren wir zu unserem Beispiel 8 zurück, welches den mittleren Verhältnissen der von uns ins Auge gefassten Arbeitsweise entspricht. Wir nehmen an, dass der Saft mit 17° Bx. in die Verdampfung geht und diese mit 60° verlässt. Wie wir weiter sehen werden, kommen bei ausgiebiger Brüdenausnützung mehr als 40% der Gesamtverdampfung auf den ersten Körper eines Vierkörpers, bei einem Vorkörper, einschliesslich desselben, 50% und mehr, auf den zweiten etwa 35—40% und die übrigen 10—20% verteilen sich auf den III. und IV. Körper. Eine einfache Rechnung ergibt, dass bei dieser Verteilung die Saftdichte im I. Körper um 25°, im II. um 45°, im III. 50° und im IV. 60° Bx. und mehr sein wird.

Bekanntlich steigt die Siedehitze mit der Saftdichte. Bei Saft von 25° Bx. ist sie etwa 0,6° höher als beim Wasser, bei 45° Bx. beträgt dieser Unterschied schon 1,8°, bei 50° Bx. 2,2° und endlich bei 60° Bx.

etwa 3,5°. Der Hitzegrad der aus der Flüssigkeit emporsteigenden Dämpfe wird durch diese Erhöhung nicht beeinflusst, er gleicht immer der Siedehitze des Wassers bei dem jeweiligen Dampfdruck. Die angeführten Zahlen 0,6, 1,8, 2,2 und 3,5° sind also nutzlose Wärmegefällverluste, welche durch diesen Unterschied zwischen siedendem Saft und daraus entweichenden Dämpfen entstehen.

Diese Verluste werden durch den Einfluss der Saftsäule über der Heizfläche noch erhöht. Bekanntlich müssen die sich aus der Flüssigkeit in einer gewissen Tiefe bildenden Dämpfe eine um den Druck der Flüssigkeitsäule vergrösserte Spannung, also auch entsprechend höhere Hitze als an der Oberfläche haben. Um so viel höher muss dort auch die Flüssigkeit an der Heizfläche vorgewärmt werden, wenn die Wärmeübertragung unter Dampfbildung erfolgen soll. Für das Wärmegefälle geht auch dieser Unterschied nutzlos verloren. Dieser Verlust steigt, unabhängig von der Saftsäule und Saftdichte, mit der Luftleere. So beträgt z. B. bei einer mittleren Höhe der Saftsäule von 0,3 m im I. und II. Körper, entsprechend einer Wassersäule von 0,33 bezw. 0,36 m, bei einem vom atmosphärischen wenig abweichenden Druck dieser Verlust etwa 1°. Im III. Körper, entsprechend einer Wassersäule von 0,38 m, ist er bei 75—80° schon etwa 2° und im IV. Körper, bei 0,39 m und 60°, etwa 4°.

Als dritte Ursache von Gefällverlust kommt noch der Druckverlust in den Leitungen, Saftfängern und Heizkammern und endlich als vierte kommt der Gefällverlust hinzu, welcher besonders in den letzten Gängen der letzten Körper dadurch entsteht, dass die Dampfhitze nicht ganz dem jeweiligen Druck entspricht, welcher vom Saugmesser angegeben wird; weil dem Dampf immer eine gewisse Menge von Gasen zuge-

mischt ist, auf welche ein Teil des Drucks entfällt. Die eigentliche Dampfspannung und dementsprechende Wärmestufe ist also etwas niedriger. Der durch diese zwei Ursachen bedingte Gefällverlust lässt sich nicht genau abschätzen und macht im Mittel für jeden Körper wohl weniger als 1° aus.

Auf diese Weise kommen wir zum Gesamtverlust im I., II., III. und IV. Körper, von je 2,5, 4, 5 und 8 bis 9° und in allen vier Körpern zusammen auf etwa 20°. In der Vorverdampfung ist der Wärmegefällverlust wegen der höheren Hitze und dünneren Säften geringer. Bei gewöhnlichen, mit Berieselung von unten betriebenen Körpern beträgt er durchschnittlich vielleicht 1,5° für den ersten Vorkörper. Bei der 6—7 m hohen Klettersäule im Kestner, entsprechend etwa 1 m Saftsäule, etwa 2°. Bei etwa vorhandenen zweiten und dritten Vorkörpern sind die Verluste höher.

Nach dieser Aufklärung wollen wir die Arbeit eines jeden Körpers besonders betrachten:

Vorkörper. Die hohe Wärmestufe des Kesseldampfes würde hier gestatten, jeden erwünschten Wärmegrad einzuhalten. Man ist also nur an eine Grenze gebunden, bei welcher die Gefahr der Zuckerzerstörung heranrückt. Die Versuche von Professor Herzfeld beweisen, dass selbst bei 120° die Zuckerzerstörung noch gering ist. Wenn man die Vorkörper so bauen würde, dass der Saft darin nur etwa eine Minute verweilte, so könnte auch gegen 120° und mehr kaum etwas einzuwenden sein. Ich habe einen Kestner bei 128° beobachtet, ohne dass der Saft merklich dunkler wurde. Dabei ist nicht zu vergessen, dass nicht nur die geringe Zeitdauer des Verweilens im Kestner selbst in Frage kommt, sondern auch die viel längere im zugehörigen Vorwärmer,

wo er erst bis zum Siedepunkt erwärmt werden muss. Der Vorwärmer ist meines Erachtens ein wunder Punkt dieser sonst so vorzüglichen Bauart. Leider ist, abgesehen von Kestner, das Bestreben nach möglicher Saftraumbeschränkung wenig bemerkbar und darum ist man bemüht, die Safthitze möglichst unter 115° zu halten. Es wäre aber nicht schwer, hier Wandel zu schaffen. Man müsste sich nur daran gewöhnen, jeden nicht unbedingt notwendigen Saftraum ebenso zu meiden wie tote Räume im Dampfzylinder. Durch möglichste Einschränkung des Raumes unter den Rohren, durch Verwendung engerer und längerer Rohre würde sich leicht eine so gedrungene Bauart ergeben, dass die Zeitdauer des Saftdurchgangs auch bei gewöhnlichen Körpern weniger als eine Minute beträgt. Dann läge nichts im Wege, sogar drei solcher Vorkörper hintereinander zu schalten und die Frischdampfausnützung bis zu einer noch nicht dagewesenen Stufe der Vollkommenheit zu bringen.

I. Körper. Man trifft hier meist 105 bis 110°. Wegen der grossen Abmessungen, welche man den I. Körpern geben muss, wegen der fast durchweg schlechten Bauart mit um das Vielfache grössern Safträumen als notwendig, wegen der üblen Gewohnheit den Saft im Körper hoch zu halten, ist man genötigt, diese letzte Grenze nicht zu überschreiten. Bei gut gebauten stehenden Verdampfkörpern mit geringstem Saftraum könnte man ruhig höher gehen. Bei gewöhnlichen liegenden Körpern ist es besser, 105—106° nicht zu überschreiten. Verdampfer mit Vitkowiczkörpern sind wegen dem übergrossen Saftraum selbstverständlich ein Unding. Bei einem nützlichen Wärmegefälle von 4—5° und einem von uns berechneten Gefällverlust von 2,5° muss der Heizdampf um 6,5 bis 7,5° wärmer sein, was einem Druckunterschied

von etwa 0,4 At. entspricht. In den Fällen, wo der Zustand der Maschinen es nicht gestattet, einen entsprechend hohen Abdampfdruck zu halten, muss natürlich auch mit dem Druck im I. Körper heruntergegangen werden. Bei vorhandener Vorverdampfung empfiehlt es sich meist, den Druck im I. Körper niedriger zu halten, weil sich dann auch der Druck des Abdampfs niedriger stellt, die Maschinen weniger Dampf verbrauchen und mehr Frischdampf in die Vorverdampfung gehen kann.

II. Körper. Die Brüdenwärme im II. Körper hängt von der Brüdenwärme im I. Körper und von der Grösse der Heizfläche des II. Körpers ab. Je höher die Wärme im ersten Körper und je grösser die Heizfläche des zweiten, um so geringer das Wärmegefälle von I zu II und um so höher die Hitze in II. Auf Grund der Versuche von Claassen wissen wir, dass um 100° herum ein nützliches Wärmegefälle von 5° noch eine gute Wärmeübertragung sichert. Indem wir diese Zahl zu Grunde legen und den von uns auf 4° abgeschätzten Gefällverlust hinzuzählen, finden wir, dass der Wärmeunterschied zwischen dem I. und II. Körper nicht unter 9° gehalten werden darf. Im II. Körper, auf gute Brüdenausnützung berechneter Verdampfungen, trifft man auch meistens einen Druck von 0 oder eine kleine Luftleere bis 0,2 At., entsprechend 93—100°.

III. Körper. In diesem Körper steigen die unnützen Gefällverluste schon bis 5°. Wenn wir mit Claassen die Notwendigkeit annehmen, hier ein nützliches Wärmegefälle von etwa 8° zu halten, so finden wir, dass der Wärmeunterschied des Brüdens in II und III nicht unter 13° sein soll. In III. kann also nicht über 80—87° herrschen.

IV. Körper. Bei einer Brüdenwärme von 60°, entsprechend einer Luftleere von 610 mm und einem von uns auf 9° abgeschätzten Wärmegefällverlust verbleibt ein nützliches Wärmegefälle von 80 — (60 + 9) = 11° bis 87 — (60 + 9) = 18°, entsprechend welchem die Grösse der Heizfläche dieses Körpers bemessen werden muss.

Vorstehende Betrachtungen beziehen sich auf die gebräuchliche vierfache Verdampfung. Um sich auch bei anderen Verhältnissen schnell zurecht zu finden, ist folgende Tafel 16 aufgestellt, welche eine Übersicht über annähernde Wärmegefällverluste bei verschiedener Körperzahl darbietet. Man sieht, dass der Gesamtverlust mit der Körperzahl ganz bedeutend (im Mittel um 4° für einen jeden Körper) steigt.

Tafel 16.

Nutzloser Wärmegefällverlust bei Verdampfungen mit Brüdenablenkung, bei mittler Saftsäulenhöhe über der Heizfläche 0,3 m, Dicksaft von 60° Bx. und üblicher Leere.

Verdampfung	Gefällverluste					
	einzelner Körper					Zusammen
	I	II	III	IV	V	
Einfach . .	8,5°	—	—	—	—	8,5°
Zweifach . .	4°	8,5°	—	—	—	12,5°
Dreifach . .	3°	5°	8,5°	—	—	16,5°
Vierfach . .	2,5°	4°	5°	8,5°	—	20,0°
Fünffach . .	2,5°	3°	4,5°	6°	8,5°	24,5°

Anmerkung: Für einen Vorkörper gewöhnlicher Bauart kommt dann noch 1,5°, für einen Kestner etwa 2° hinzu. — Bei dreifacher Vorverdampfung mit einem Nachkörper (z. B. laut Entwurf 14, S. 119) wären die entsprechenden Zahlen etwa 1,5, 2, 2,5 und 5,5°, zusammen 11,5°. Voraussetzung für die Zahl 5,5° ist Betrieb ohne Luftleere, sonst wäre sie grösser.

Nachdem wir so die Wärmegrenzen des Brüdens, mit welchen wir bei den verschiedenen Körpern rechnen müssen, kennen gelernt haben, können wir zur Lösung der Frage, mit welchem Dampf diese oder jene Stelle geheizt werden soll, übergehen.

V.

Das Wärmegefälle der einzelnen Heizstellen.

Auslaugung. Dampfverbrauch im Mittel 7%. Die höchste Hitze, welche zur Anwendung kommt, ist etwa 85°; gewöhnlich hält man 75—80, nur ausnahmsweise geht man bis 87°. Wenn man diese Wärmestufen mit denjenigen, welche der Brüden vom III. Körper eines Vierkörpers höchstens haben kann, vergleicht, so sieht man sofort, dass von einer Verwendung desselben hier nicht die Rede sein kann. Am zweckmässigsten ist es daher, die Heizkörper der Gefässkette für die Beheizung vom II. Körper zu berechnen, wodurch laut Tafel 14 eine Gesamtersparnis von $7 \cdot \frac{50}{100} = 3{,}5\,\%$ Dampf zu erzielen ist, wogegen die Beheizung vom I. Körper nur $7 \cdot \frac{25}{100} = 1{,}75\,\%$, also die Hälfte davon ergeben würde. Um die Beheizung vom II. Körper zu ermöglichen, muss neben genügend grossen Heizflächen das Wärmegefälle mindestens 10° betragen.

Wärmer. Dampfverbrauch im Mittel 10%. Die Anwärmung geschieht meist von 35 bis auf 85°. Will man dazu nur eine Art Dampf verwenden, so ist die Beheizung vom II. Körper am vorteilhaftesten. Da

hier aber die Möglichkeit vorliegt, die Anwärmung in mehreren Stufen auszuführen, so kann die erste Anwärmung bis etwa 50° vom IV. Körper geschehen und das übrige der Reihe nach von III und II. Mehrfache Rohrleitungen, Heizkörper, Wasserabscheider und Schaltungen sind hier Bedingung. Diese verwickeln und verteuern die Anlage derart, dass der Nutzen oft zweifelhaft wird. Unbedingt unzweckmässig ist das oft anzutreffende Anwärmen nacheinander vom III., II. und I. Körper, da die Summe des hier zu erzielenden Nutzens $\frac{75 + 50 + 25}{3} = 50\%$ nur gerade denjenigen ausgleicht, welcher einfacher und mit geringeren Kosten bei ausschliesslicher Beheizung vom II. Körper zu erzielen ist. Wenn man noch berücksichtigt, dass die Zuckerzerstörung durch die von der Auslaugung und den Messgefässen mitgeführten Bakterien in dem vom IV. Körper beheizten Wärmer ruhig weiter schreitet und dass die Brüdenwasserableitung aus einer unter 605—650 mm Luftleere stehenden Heizkammer nicht immer ganz glatt geht, so wird man oft herausfinden, dass die ausschliessliche Beheizung vom II. Körper am zweckmässigsten ist. Nur bei sehr teurem Brennstoff könnte es sich empfehlen, auch nachfolgende Körper heranzuziehen. Wenn $^1/_3$ der Anwärmung vom IV. und $^2/_3$ vom II. Körper vollzogen wird, so ist die Dampfersparnis $\frac{100 \,.\, 1 + 50 \,.\, 2}{3}$ $= 66{,}7\%$. Wird die Anwärmung zu gleichen Teilen vom III. und II. Körper ausgeführt, so ist der Nutzen fast derselbe, nämlich $\frac{75 + 50}{2} = 62{,}5\%$.

Sättigung. Dampfverbrauch 10 bis 15 %. Die geringste Hitze, bei welcher meist gesättigt wird,

ist etwa 80°. Vom III. Körper kann also nicht angewärmt werden. Da hier anderseits die Wärme zwischen der ersten und zweiten Sättigung bis 90° und darüber gesteigert werden muss, und nach der letzten Stufe bis 100°, so kann auch von einer ausschliesslichen Beheizung vom II. Körper nicht die Rede sein. Da ausserdem bei der I. Sättigung wegen der Abkühlung auch während des Gaseinlasses geheizt zu werden pflegt, und dies bei dem schlammigen Safte in den Pfannen nur durch Heizschlangen zu ermöglichen ist, so scheint die ausgiebige Verwendung von Frischdampf hier unausbleiblich. Sehr zweckmässig erscheint daher das Verfahren von Nogaczewski, welches darin besteht, dass der Saft während des Gasens durch eine Schleuderpumpe unten aus dem Kessel entnommen und nach Durchgang eines besonderen Wärmers über die Saftoberfläche wieder verteilt wird. Zur Beheizung kann hier Brüden verwendet werden, und man hat dann noch die Annehmlichkeit, dass der Schaum durch den Saftstrahl niedergeschlagen wird. Trotz des schlammigen Saftes bleiben dabei die Heizflächen meist rein, weil sie durch den mitgeführten Sand gescheuert werden. Da die Anwärmung bei der I. Sättigung meist 85° nicht zu übersteigen braucht, so kann man bei diesem Verfahren ganz gut mit Brüden vom II. Körper auskommen. — Die Beheizung der II. und III. Stufe ist zu sehr von den in Aussicht genommenen Arbeitweisen abhängig, welche hier sehr mannigfaltig sein können, es ist daher nicht möglich, für diesen Zweck eine bestimmte Vorschrift zum Anwärmen zu geben. Im Allgemeinen kann man 60 bis 70% der bei den Sättigungen erforderlichen Wärmemenge vom II. Körper nach Nogaczewski zuführen und das übrige aus dem I. Körper oder im äussersten Falle durch Frischdampf ergänzen. Meistens

findet man sämtliche Stufen nur mit Frischdampf betrieben.

Das Verkochen. Der Dampfverbrauch ist hier je nach Saftdichte 16 bis 20%; während der Kornbildung hat die Masse etwa 85°; nur bei raffinosehaltigen I. Massen und bei II. Masse geht man hin und wieder höher.*) Während der übrigen Zeit ist die Wärme gewöhnlich niedriger. Es würde also nichts im Wege liegen, hier Brüden vom II. Körper zu verwenden, wenn dem nicht der Druck der Masse über der Heizfläche entgegenstände. Bei den heutigen Sudkörpern ist die mittlere Massensäule über der Heizfläche anfänglich etwa 1 m, am Schlusse aber manchmal 3 m hoch. Bei einer Dichte von 1,5 kommt dies zu Anfang einem Druck von 1,5 und zu Ende von 4,5 m gleich; dies aber kommt bei einer Spannung von 0,2 At. an der Oberfläche, laut der Tafel von Fliegner, einer Wärmeerhöhung um 12 bezw. 28° gleich. Wenn man diese Grade zu den oben angeführten hinzuzählt, so ersieht man, dass in den derzeitigen Sudkörpern nicht nur von der Beheizung vom II. Körper keine Rede sein kann, sondern dass auch die Beheizung vom I. auf Schwierigkeiten stösst. In allen heutigen für Brüdenheizung bestimmten Kornkochern sind darum für den Brüden nur die obersten Schlangen oder Rohrbündel bestimmt. So lange die Schicht über dieser Heizfläche gering ist, verbrauchen sie den Brüden leidlich, obgleich die unteren, mit Frischdampf gespeisten Partien, wegen des einige Mal grösseren nutzbaren Wärmegefälles viel mehr leisten. Mit dem Fortschreiten des Verkochens und dem Höhersteigen der Masse

*) In einer nach dem Strontianverfahren arbeitenden Fabrik sah ich die Kornbildung bei 100° vollziehen.

über der Heizfläche steigt auch die Siedehitze dicht an derselben und mit ihr geht das ohnehin schon geringe Wärmegefälle der oberen Heizfläche bald auf Null zurück; die ganze weitere Leistung geht dann auf den Frischdampf über. So kommt es, dass der Anteil, welcher auf den Brüden entfällt, ungeachtet dessen, dass die von ihm in Anspruch genommene Heizfläche oft sehr gross ist, weniger als die Hälfte, meistens aber nur ein Viertel der Gesamtleistung beträgt. Da aber die Ersparnis bei der Beheizung vom I. Körper eines Vierkörpers nur 25% ausmacht, so beträgt die ganze hier zu erzielende Ersparnis höchstens 2, meistens aber nur 1% vom Rübengewicht, was selten die Mehrausgaben für solche Anlagen aufwiegt, umsomehr als dadurch auch die Grösse der Geräte und Leitungen steigt und neben Mehrkosten auch mehr Verlust durch äussere Abkühlung verursacht.

Der Nutzen der Beheizung vom II. Körper wäre bei der üblichen Bauart der Sudkörper natürlich noch geringer.

Auf Grund solcher Erwägungen machte ich es mir zur Aufgabe, liegende Sudkörper mit nur 1,5 m grösster Schichthöhe über den tiefsten Rohren auszubilden. Meine ersten, zunächst für II. Masse bestimmten Ausführungen dieser Art (1900) sind wagerechte kreisrunde Walzen von 3 m Durchmesser mit gewölbten Böden. In $\frac{1}{4}$ Höhe ist eine durch den einen Boden durchlaufende Welle mit zwei um 180° versetzten 60 mm breiten von der Mitte nach rechts und links schraubenförmig verlaufenden Rührbändern von 1480 mm äusseren Durchmesser angebracht. Zu beiden Seiten des so exzentrisch gelagerten Rührwerks sind bis 1 m Höhe Rohrbündel mit an den Böden befestigten Heizkammern angeordnet. In der Mitte unten ist die Ablassvorrichtung. Ein Schneckenantrieb gibt dem Rührwerk 2 bis 3 Umdrehungen j. M.

Es wird bis 1 m Höhe Sirup eingezogen und nach Eintritt der Probe durch Zuzüge so lange auf Korn gekocht, bis die Masse 2 m Höhe erreichte. Zur gleichmässigen Verteilung der Zuzüge ist unter einem der Rohrbündel durch die ganze Länge ein unten gelochtes Rohr gelegt. Das Rührwerk verhindert das Absetzen des Korns und gewährleistet gleichmässige Verteilung der Masse. Die Bewegungsrichtung wird so gewählt, dass beide Rührbänder die Masse unten von den Enden nach der Mitte schieben, wodurch beim Ablassen eine tadellose Entleerung erzielt wird. Geheizt wird ausschliesslich mit Brüden vom I. Körper. Für grössere Verarbeitung ging ich später bis 3200 mm Durchmesser bei 6 m Zargenlänge und 40 qm Heizfläche in 32 mm Eisenrohren.

Diese Bauart hat sich vorzüglich bewährt. Nachdem ich ein paar Dutzend solcher Körper für II. Masse aufgestellt hatte, baute ich solche auch für I. Masse. Um eine grössere Heizfläche (60 bis 80 qm in 32 mm Eisenrohren) bei kleineren Abmessungen unterzubringen, wurden die Böden flach gewählt und entsprechend versteift. Um dem bei I. Masse leicht möglichen Absetzen des Korns am Boden zu beiden Seiten des Rührwerks entgegen zu arbeiten, wurde um das untere Drittel der Zarge noch ein Doppelmantel genietet und der Zwischenraum mit Frischdampf beheizt. Die Rohrbündel wurden auch hier nur mit Brüden geheizt. Auch für I. Masse hat sich diese — jetzt nicht mehr geschützte — Bauart sehr gut bewährt und kann daher empfohlen werden. Ausser bedeutender Dampfersparnis wird wegen der geringeren Hitze an den Heizflächen auch weniger Zucker zerstört. Man erzielt hellere Massen und besseren Zucker.

Schliesslich möchte ich noch einen misslungenen Versuch mit einem stetig wirkenden Sudkörper er-

wähnen. Die Bauart war der vorigen ähnlich. Die Heizfläche war ganz an die Oberfläche verlegt. Durch 4 Querwände, welche bis $^{2}/_{3}$ Höhe (über die Masse heraus) reichten, war das Innere in 5 Abteile so geteilt, dass die Masse zwar aus einem Abteil ins andre gehen konnte, aber ein Vermischen des Inhalts verschiedener Zonen ausgeschlossen war. Ein in der Längsrichtung exzentrisch unten angebrachtes Rührwerk sorgte für die Durchmischung der Masse in den Einzelzonen. Der Zuzug erfolgte in alle Abteile ununterbrochen; abgezogen wurde ebenfalls stetig (durch eine Saugvorrichtung), aber nur aus einem Endabteil, welches sich in demselben Maasse aus den andern nachfüllte. Geheizt wurde ausschliesslich mit Brüden vom II. Körper. Diese Vorrichtung arbeitete mechanisch tadellos, aber es liess sich kein brauchbares Korn bilden, vielmehr waren die Kristalle trotz einwandfreien Säften alle verwachsen. Vielleicht wäre die Sache gegangen, wenn wir sehr langsam gekocht hätten und der Zuzug nur an einem Ende erfolgte. Heute kann ich das nicht mehr nachprüfen.

Gegenüber den liegenden Sudkörpern mit Rührwerk erscheinen die üblichen stehenden als ein böser Zopf. Ich habe diese, nicht allgemein bekannte Bauart hier so ausführlich behandelt, um weitere Kreise darauf zu lenken. Der Kraftbedarf — etwa 0,5 PS — fällt kaum ins Gewicht.

Eine weitere Möglichkeit, den Dampfverbrauch beim Verkochen zu vermindern, besteht in der Aufstellung eines besondern, mit Brüden beheizten V o r - k o c h e r s. Zwar ist zur guten Kornausbildung der für die Zuzüge bestimmte Teil des Dicksafts (also etwa die Hälfte) bei einer Dichte über 60° Bx. nicht gut verwendbar, aber der andre Teil kann ganz gut fast bis zur Probe eingedickt zum Verkochen gelangen

und dies könnte sehr gut mit Brüden vom vorletzten Körper — also bei einem Vierkörper vom III. erfolgen. Bei 37,85 % Dicksaft (laut Beispiel 13 S. 59) von 60° Bx. könnten also etwa 19 % bis etwa 80° Bx. so vorgekocht werden. Dies entspricht einer Wasserverdampfung von $19 - 19 \frac{60}{80} = 4{,}75\,\%$ und bei Brüden vom III. Körper einer Ersparnis von $4{,}75 \frac{75}{100} = 3{,}56\,\%$.

Solchen Vorkocher einfachster Bauart stellt man in grösseren Betrieben zweckmässig für zwei oder mehr Sudkörper gemeinschaftlich auf und beschickt diese abwechselnd mit vorgekochtem Dicksaft. Man hat nebenbei den Vorteil eines viel gleichmässigeren Dampfverbrauchs. Die Leitungen zum Überziehen des vorgekochten Saftes (bei abgestellter Luftleere im Vorkocher) müssen recht weit sein, damit dies in kürzester Zeit erfolgen kann. Einen Nachteil hat dies Verfahren allerdings und das wird einleuchten, wenn man sich vergegenwärtigt, dass das Ausdämpfen der Sudkörper nur selten allen Zucker von den Heizrohren entfernt. Bei dünnerem Dicksaft lösen sich diese Kornreste vor Eintritt der Probe auf; eine übersättigte Lösung kann das aber nicht. Diese alten, durch die Hitze gelbgefärbten Kristalle lösen sich dann nach und nach von der Heizfläche los, wachsen viel schneller als die jungen, sind nicht weiss zu decken und machen sich daher in der weissen Ware recht unliebsam bemerkbar. Will man dem vorbeugen, so muss die Heizfläche nach jedem Sud gründlich mit Sirup, wie auf S. 61 erläutert, abgespritzt und nötigenfalls hinterher noch gründlich gedämpft werden.

Schliesslich möchte ich noch darauf hinweisen, dass man besonders bei liegenden Sudkörpern mit Rührwerk ganz ohne Zuzüge verkochen kann, indem

man den stark eingekochten und erhitzten Dicksaft durch Erhöhung der Luftleere zur Kornbildung bringt. Durch abwechselndes Drosseln und wieder Öffnen der Verbindung nach dem Tauer wird die Auflösung des Feinkorns und hinterher das Anwachsen der Kristalle genau so gut besorgt, wie durch die üblichen Zuzüge. Bei diesem Verfahren kann man den ganzen Dicksaft bis 80° Bx. und darüber hinaus in der Verdampfung (allerdings bei etwas höherer Hitze im letzten Körper als üblich) eindicken und so von den 17% Wasserverdampfung, welche sonst durchschnittlich auf die Verkochung entfallen, etwa 10% in die Verdampfung verlegen, so dass nur 7% für die eigentliche Verkochung übrig bleiben.

VI.

Dampfverteilungsentwürfe.

Es erübrigt noch, einige Dampfverteilungsentwürfe vorzuführen, welche unsere vorigen Schlüsse umfassen und verdeutlichen. Zu diesem Zweck wollen wir zu den Arbeitsbedingungen, welche in der Tafel 15 S. 88 zusammengefasst sind, zurückgreifen. Den Dampfverbrauch für die kleineren Posten unter 4, 5, 9, 10, 11 und 12 wollen wir der Übersichtlichkeit wegen zu einer gemeinschaftlichen Zahl 11,55% vereinigen.*)

*) Der Posten 5 verändert sich allerdings je nach Einrichtung (siehe Fussnote zu S. 51), desgleichen der Posten 8 (siehe Fussnote zu S. 62); der Übersichtlichkeit wegen lassen wir beide in allen Entwürfen von 1 bis 15 unverändert. Bei Berechnung der Heizflächen müssen aber die nach Umständen wirklich zu erwartenden Werte eingeführt werden.

Entwurf 1. Dies Werk besitzt einen einfachen Vierkörper ohne Brüdenablenkung. Alle Stellen werden mit Kessel- und Abdampf beheizt.

Frisch- und Abdampfverbrauch:	
Auslaugung	7 %
Vorwärmer	10 „
Sättigungen	12,63 „
Dicksaft- und Sirupanwärmung	1,63 „
Kornkocher	17 „
Sonstig	11,55 „
Verdampfung	24 *) „
Zusammen	83,81 %

→ I → II → III → IV → 24 % zum Tauer.

I	II	III	IV
24	24	24	24

Wasserverdampfung 96 %. Güteverhältnis = 75.

*) Hier, sowie im folgenden drückt diese Zahl nur den Dampf aus, welcher zur eigentlichen Verdampfung verwendet wird; derjenige Anteil, welcher im I. Körper bezw. Vorkörper zum Anwärmen verwendet wird, ist laut Zeile 5 der Tafel 15 in einer Höhe von 2,66 % unter „Sonstig" inbegriffen, wie auf S. 104 erläutert. Diese Zahl muss zu der für den Vorkörper bezw. I. Körper angegebenen immer hinzugezählt werden, wenn man den in diese einströmenden Dampf haben will, was man bei Berechnung der Dampfleitungen berücksichtigen möge.

Entwurf 2. Auslaugung und Wärmer werden vom II. Körper, alles übrige wird mit Kessel- und Abdampf geheizt.

Frisch- und Abdampfverbrauch:	
Sättigungen	12,63 %
Dicksaft- und Sirupanwärmung	1,63 „
Kornkocher	17 „
Sonstig	11,55 „
Verdampfung	32,50 „ *)
Zusammen	75,31 %

$\longrightarrow$ I $\rightarrow$ II $\rightarrow$ III $\rightarrow$ IV $\longrightarrow$ 15,5 % zum Tauer.

(from II: $\uparrow$ 7 % Auslaugung, $\uparrow$ 10 % Wärmer)

I	II	III	IV
32,5	32,5	15,5	15,5

Wasserverdampfung 96 %.

Güteverhältnis:

$$100\left(1-\frac{15,5}{96}\right)=83,85.$$

*) Siehe Anmerkung zu Entwurf 1.

Entwurf 3. Brüden wird verwendet: vom I. Körper 7 % für die Kornkocher, vom II. 7 % zur Auslaugung, 10 % für Wärmer und 7 % zur Sättigung.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Sättigungen (12,63—7)	5,63 %
Dicksaft- und Sirupanwärmung	1,63 „
Kornkocher (17—7)	10 „
Sonstig	11,55 „
Verdampfung	41,25 *)
Zusammen	70,06 %

Verdampfung 41,25 *) → I → II → III → IV → 10,25 % zum Tauer.

I: ↑ 7 % Kornkocher

II: ↑ 7 % Auslaugung, ↑ 10 % Wärmer, ↑ 7 % Sättigungen

I	II	III	IV
41,25	34,25	10,25	10,25

Wasserverdampfung 96 %.

Güteverhältnis:

$$100\left(1-\frac{10,25}{96}\right)=89,32.$$

*) Siehe Anmerkung zu Entwurf 1.

Entwurf 4. Die vorige Dampfverteilung aber unter Vorschaltung eines Vorkörpers, welcher 16 % Frischdampf verbraucht.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Sättigung	5,63 %
Dicksaft- und Sirupanwärmung	1,63 „
Kornkocher	10 „
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	16 „ *)
Abdampf	21,25 „
Zusammen	66,06 %

→ 1 —16→ I → II → III → IV → 6,25 % zum Tauer.

I: ↑ 7 % Kornkocher

II: ↑ 7 % Auslaugung, ↑ 10 % Wärmer, ↑ 7 % Sättigung

1	I	II	III	IV
16	37,25	30,25	6,25	6,25

Wasserverdampfung 96 %.

Gütezahl:

$$100\left(1-\frac{6,25}{96}\right) = 93,49.$$

*) Siehe Anmerkung zu Entwurf 1.

Entwurf 5. Die vorige Dampfverteilung unter Zuziehung des Brüdens vom IV. Körper, im Betrage von 3 % zum Vorwärmer. (Es bleiben für die Beheizung vom II. Körper also statt 10 nur noch 7 %).

Frisch- und Abdampfverbrauch:	
Sättigung	5,63 %
Dicksaft- und Sirupanwärmung	1,63 „
Kornkocher	10 „
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	16 *) „
Abdampf	19,75 „
Zusammen	64,56 %

1 → 16 → I → 28,75 → II → 7,75 → III → 7,75 → IV → 4,75 % zum Tauer.

I: 7 % Kornkocher; II: 7 % Auslaugung, 7 % Wärmer, 7 % Sättigung; IV: 3 % Wärmer

1	I	II	III	IV
16	35,75	28,75	7,75	7,75

Wasserverdampfung 96 %.

Gütezahl:

$$100\left(1-\frac{4{,}75}{96}\right)=95{,}05.$$

*) Siehe Anmerkung zu Entwurf 1.

Im folgenden soll, wieder unter Zugrundelegung der Zahlen der Tafel 15, eine Anzahl Anordnungen mit teilweise aufs Äusserste getriebener Brüdenablenkung vorgeführt werden. Um nicht jedesmal mit vielen kleinen Zahlen zu rechnen, sind der Übersichtlichkeit wegen die Entnahmen für jeden Körper zusammengefasst. Der I. Körper versorgt grösstenteils die Verkochung (15,74), die Anwärmung des Dicksafts und Sirups (1,63) und einen Teil der Sättigung (5,63), zusammen 23%. Der II. versorgt Auslaugung (7), Wärmer (10) und den andern Teil der Sättigung (7), zusammen 24%. Für Frischdampf bleibt nur 17 — 15,74 = 1,26, für den Doppelboden des Sudkörpers und das Ausdämpfen sowie die Posten 4, 5, 9, 10, 11 und 12, welche wir im Vorhergehenden unter der Zahl 11,55 % zusammengefasst haben. Streng genommen entfällt bei so ausgedehnter Brüdenbeheizung der grösste Teil des Postens 11 (Äussere Abkühlung) auf Kosten des Brüdens. Wir können das aber vernachlässigen, indem wir annehmen, dass anderseits vielleicht beim Verkochen ein grösserer Teil der Leistung auf Frischdampf entfällt als hier angenommen. Wir wollen also die Verhältnisse klar stellen, wenn vom 1. Körper 23 und vom II. 24 % Brüden abgelenkt und (ausser zur Vorverdampfung) nur 11,55 + 1,26 = 12,81% Frischdampf verbraucht wird.

Entwurf 6. Ein Dreikörper mit Vorkörper, gemäss den auf S. 110 dargelegten Voraussetzungen.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	1,26 %
Sonstig	11,15 „
Verdampfung:	
Frischdampf	16 „
Abdampf	34 „
Zusammen	62,81 %

→ 1 —16→ I —27→ II —3→ III → 3 % zum Tauer.

23 % (aus I), 24 % (aus II); Abdampf → I

16 50 27 3

Wasserverdampfung 96 %.

Gütezahl:

$$100\left(1-\frac{3}{96}\right) = 96{,}87.$$

Ein Blick auf diese Darstellung genügt, um zu sehen, dass hier ein IV. Körper nutzlos wäre; denn es entfielen dann auf den III. und IV. Körpez nur je 1,5 % Wasserverdampfung. Selbst der III. Körper wäre hier mit Vorteil zu entbehren, wenn der Zustand der Maschinen es gestattet, mehr Frischdampf in den Vorkörper zu geben, wie das im folgenden Entwurf 7 verdeutlicht ist.

Entwurf 7. Die gleiche Anordnung wie bei 6 unter Weglassen des III. Körpers und so starker Beanspruchung des Vorkörpers, dass gar kein Brüden zum Tauer gelangt, letzter also überflüssig wird.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	1,26 %
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	25 „
Abdampf	22 „
Zusammen	59,81 %

→ 1 —25→ I —24→ II → 0 % zum Tauer.
(Abdampf 22 → I; Brüden: I 23 %, II 24 %)

25 47 24
Wasserverdampfung 96 %.

Gütezahl = 100.

Voraussetzung für diese Anordnung sind gute Maschinen mit Überhitzung, oder allerbeste ohne solche. Andernfalls bekommt man mehr Abdampf als 22 %, der Vorkörper könnte dann nicht mehr 25 % Frischdampf aufnehmen und die Folge wäre, dass vom II. Körper ein Teil des Brüdens zum Tauer gehen müsste.

Entwurf 8. Die vorige Anordnung, aber mit zweifacher Vorverdampfung.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	1,26 %
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	12,50 „
Abdampf	34,50 „
Zusammen	59,81 %

→ 1 —12,5→ 2 —12,5→ I —24→ II → 0 % zum Tauer.

Abdampf → 34,5 → I; I ↑ 23 %; II ↑ 24 %

12,5 12,5 47 24

Wasserverdampfung 96 %. Gütezahl = 100.

Der Vergleich dieses Entwurfs mit dem vorigen zeigt, dass die Vorschaltung eines zweiten Vorkörpers keine weitere Ersparnis mehr gebracht hat: der Dampfverbrauch ist genau so gross, nämlich 59,81 %. Einen Vorteil hat diese Anordnung trotzdem, denn sie gestattet die Verwendung schlechterer Maschinen. Die Verdampfung verträgt hier 34,5 % Abdampf, gegenüber nur 22 % bei Entwurf 7.

Entwurf 9. Dieselbe Anordnung wie bei 7 und 8, aber bei dreifacher Vorverdampfung.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	....	1,26 %
Sonstig	....	11,55 „
Verdampfung:		
Frischdampf	....	8,33 „
Abdampf	....	38,66 „
Zusammen		59,81 %

Frischdampf → 1 —8,33→ 2 —8,33→ 3 —8,33→ I —24→ II → 0 % zum Tauer.

Abdampf → I

I: ↑ 23 %; II: ↑ 24 %

8,33 8,33 8,33 47 24

Wasserverdampfung 96 %. Gütezahl = 100.

Wie nach dem vorigen Beispiel zu erwarten war, bietet also auch eine dreifache Vorverdampfung keine weitere Dampfersparnis: über die Zahl 59,81 % kommt man nicht hinaus. Dagegen erlaubt diese Anordnung den Gebrauch noch schlechterer Maschinen mit einer Abdampferzeugung von 38,66 %.

Entwurf 10. Eine Anordnung, welche von dem Entwurf 8 insofern verschieden ist, als gar kein II. Körper vorhanden ist und der ganze Brüden, im ganzen 47 %, der vom I. und II. Körper abgelenkt wurde, nun vom I. geliefert wird.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	1,26 %
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	24,50 „
Abdampf	22,50 „
Zusammen	59,81 %

→ 1 —24,5→ 2 —24,5→ I → 0 % zum Tauer.
(von I: ↑ 47 %; Abdampf → I)

24,5 + 24,5 + 47 = 96 %
Wasserverdampfung.

Gütezahl = 100.

Man sieht, dass man auch hier bei gänzlich verschiedener Anordnung immer wieder auf den Dampfverbrauch 59,81 % kommt. Auf eine Zahl, welche uns, wie in einem Rechenkunststück, immer wieder kommt!

Entwurf 11. Die vorige Anordnung, aber bei dreifacher Vorverdampfung.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	1,26 %
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	16,33 „
Abdampf	30,66 „
Zusammen	59,81 %

Frischdampf → 1 —16,33→ 2 —16,33→ 3 —16,33→ I → 0 % zum Tauer; aus I ↑ 47 %

Abdampf → I

16,33 + 16,33 + 16,33 + 47 = 96 %
Wasserverdampfung.

Gütezahl = 100.

Der Gesamtdampfverbrauch ist also auch hier 59,81 %. Nach dem Vorhergehenden war das zu erwarten. Gegenüber der Anordnung nach Entwurf 10 bietet diese den Vorteil, dass grössere Mengen Abdampf — 30,66 % gegenüber 22,5 % — erzeugt werden können, ohne dass dieser zum Dach hinausgelassen werden müsste.

Was ist das nun für eine Zahl 59,81, welche wir bei allen Entwürfen 6 bis 11, kurz überall, wo kein Brüden zum Tauer geht, begegnen? — Die Antwort wird man unschwer finden, wenn man sich das auf S. 83 u. f. über die grösste erreichbare Dampfersparnis ins Gedächtnis ruft. In der Tat hat jede Dampfersparnis ihre Grenze, weil der Mindestverbrauch laut Gleichung (34) nicht unter L + M + N sinken kann, und dies ist der Dampfverbrauch aller einzelnen Heizstellen zusammen, ausser der Verdampfung selbst. Dieser Grenzwert ist in den Entwürfen 6 bis 11 bereits erreicht, weil hier überall P = O ist, und daher kommt das übereinstimmende Ergebnis. Um darüber Gewissheit zu erlangen, haben wir nur nötig, zur Tafel 15 zurückzugreifen, auf deren Grundlage alle unsere bisherigen Entwürfe aufgebaut sind. Dort beträgt die Summe aller Einzelposten 83,81, den Bedarf der Verdampfung selbst 24 inbegriffen. Ohne letzten also 83,81 — 24 = 59,81. Da haben wir des Rätsels Lösung: die Kosten der Verdampfung selbst haben wir uns in den Entwürfen 6 bis 11, so verschieden sie auch sind, gespart, aber der Bedarf der übrigen Stellen muss, wie auf S. 85/86 dargelegt, in voller Höhe mit Frisch- und Abdampf gedeckt werden! Weitere Ersparnisse könnten nur gemacht werden, wenn man die Arbeitweise der Einzelstellen so einrichtet, dass sie weniger Dampf bedürfen. Dagegen spielt die Saftverdünnung (immer unter der Voraussetzung, dass nichts zum Tauer und nichts zum Dach hinaus geht!) keine Rolle, da man die Verdampfung ganz umsonst haben kann. Dies verdeutlichen folgende zwei Entwürfe.

Entwurf 12 und 13. Die Anordnung nach 10, aber bei einer Wasserverdampfung 106 bezw. 86 statt der bisher angenommenen 96 %.

Frisch- und Abdampfverbrauch:
Kornkocher und sonstig 12,81 %
Verdampfung:
Frischdampf ...... 29,50 „ → 1 —29,5→ 2 —29,5→ I → 0 % zum Tauer. (↑ 47 %)
Abdampf .... 17,50 „ → ——————↑ I
Zusammen 59,81 % 29,5 + 29,5 + 47 = 106 % Wasserverdampfung.

Frisch- und Abdampfverbrauch:
Kornkocher und sonstig 12,81 %
Verdampfung:
Frischdampf ...... 19,50 „ → 1 —19,5→ 2 —19,5→ I → 0 % zum Tauer. (↑ 47 %)
Abdampf .... 27,50 „ → ——————↑ I
Zusammen 59,81 % 19,5 + 19,5 + 47 = 86 % Wasserverdampfung.

Ein Vergleich der verwendbaren Abdampfmengen (17,5 und 27,5 %) und der zulässigen Wasserverdampfung (106 und 86 %) beweist, dass, je besser die Maschinen, desto dünner die Säfte ohne Schaden sein können.

Entwurf 14. Die Anordnung nach 11, aber mit um 10 % geringerer Brüdenablenkung, indem z. B. die Verkochung nicht 1,26, sondern 11,26 % Frischdampf erhält.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	11,26 %
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	19,66 „
Abdampf	17,33 „
Zusammen	59,81 %

Frischdampf → 1 → 2 → 3 → I → 0 % zum Tauer; I → 37 %

Abdampf → I

19,66 + 19,66 + 19,66 + 37 = 96 % Wasserverdampfung.

Diese Anordnung beweist, dass hier bei besten Maschinen ($17^1/_8$ % Abdampf) selbst eine weniger ausgedehnte Brüdenablenkung nicht schaden kann. Wollte man diese Anordnung auch bei schlechteren Maschinen treffen, so müsste man für den überschüssigen Abdampf eine Unterkunft finden. Diese könnte hier die Verkochung bieten. Wollte man diese ganz mit Abdampf betreiben, so könnte 11,26 + 17,33 = 28,59 % Abdampf vorhanden sein.

Entwurf 15. Dieselbe Anordnung wie bei 14, aber bei nur zweifacher Vorverdampfung.

Frisch- und Abdampfverbrauch:

Kornkocher	11,26 %
Sonstig	11,55 „
Verdampfung:	
Frischdampf	29,50 „
Abdampf	7,50 „
Zusammen	59,81 %

Frischdampf → 1 —29,5→ 2 —29,5→ I → 0 % zum Tauer.
I ↑ 37 %; Abdampf → 7,5 → I

$29{,}5 + 29{,}5 + 37 = 96\,\%$ Wasserverdampfung.

Bei dieser Anordnung kann die Verdampfung nur 7,5 % Abdampf aufnehmen. Da es aber so vollkommene Maschinen, die so wenig Abdampf erzeugen, nicht gibt, so wäre diese Anordnung nur möglich, wenn der überschüssige Abdampf auf die Verkochung abgelenkt würde. Unter dieser Voraussetzung könnten 11,26 + 7,5 = 18,76 % Abdampf untergebracht werden, was bei sehr guten Maschinen noch grade ausreicht.

Bei allen bisherigen Entwürfen galten uns die Zahlen der Tafel 15 als Grundlage für den Dampfverbrauch der Einzelstellen. Der geringste dabei erreichbare Dampfverbrauch ist 59,81 %. Nun wollen wir ein paar Aufstellungen entwerfen, bei welchen der Verbrauch der Einzelstellen auf ein unter Umständen erreichbares Mindestmaass eingeschränkt ist. Die Voraussetzungen wären:

Saftabzug 100—105 %; Rohsaftanwärmung von 35 bis 85°; 2 % Trockenkalk, 25 % Gas, Abgaswärme 80°; kein Ausdämpfen der Pressen; Wasserverdampfung 90 %, mit Eindicken des ganzen Saftes in der Verdampfung bis über 80° Bx.; Verkochen ohne Zuzüge, wie auf S. 103/104 erläutert. Dann wäre der Einzelverbrauch etwa wie folgt:

Auslaugung 7; Wärmer 8,5; Dünnsaftsättigung 8,2; Anwärmung des Saftes bis zum Sieden in der Vorverdampfung (siehe Fussnote zu S. 51) etwa 7,16; Verkochung (s. S. 104) 7; Anwärmung von Sirup (siehe Fussnote zu S. 62) 0,39; Behandlung der Abläufe und Kläre 0,89; Schleudern 1; Abkühlung (bei bestem Wärmeschutz!) 2; Arbeitleistung 2; zusammen *44,14* %. Davon könnten Brüden verbrauchen: Auslaugung 7, Wärmer für Rohsaft und Sirup 8,5 + 0,39 = 8,89, Sättigung 8,2 und Verkochung 7, zusammen *31,09* %. Es verbleibt für Frisch- bezw. Abdampf (ohne die Verdampfung selbst) 44,14 — 31,09 = *13,05* %.

Bei so sparsamem Betrieb mit eingeschränkter Anwendungsmöglichkeit des Brüdens ist man angewiesen, die Vorverdampfung mehr zu beanspruchen. Nur allerbeste Maschinen kommen hier in Frage.

Da bei allen Entwürfen beginnend mit dem 6. (S. 111) gar kein Dampf zum Tauer geht, so ist naheliegend, Tauer und Luftpumpe ganz zu entbehren, also ohne Luftleere zu kochen. Darüber Näheres später.

Entwurf 16. Unter den auf voriger Seite dargelegten Voraussetzungen, ein Einkörper mit vorgeschalteter dreifacher Vorverdampfung.

Frisch- u. Abdampf-
verbrauch ...... 13,05 %

Verdampfung:

Frischdampf .... 19,64 „ → 1 → 2 → 3 → I → 0 % in's Freie. (31,09 ↑)

Abdampf .... 11,45 „ → ——————— ↑

Zusammen 44,14 %   19,64 + 19,64 + 19,64 + 31,09 = 90 % Wasserverdampfung.

Trotz der dreifachen Vorverdampfung zeigt sich hier die vorhin angedeutete Schwierigkeit des Unterbringens des Abdampfs recht deutlich. Die Verdampfung kann nur 11,45 % verbrauchen: wollte man mehr hineingeben, so müsste man — um Kornbildung zu verhüten — den Frischdampfeinlass in die Vorverdampfung einschränken. Dann würde aber der Einkörper mehr als 31,09 % Brüden liefern und der Überschuss müsste in's Freie gehen. Man ist also genötigt, für den überschüssigen Abdampf unter den in der Zahl 13,05 % vereinigten Posten eine Unterkunft zu suchen. Zur Not könnten etwa 2 % zum Vorwärmen des Dünnsafts (von den angenommenen 7,16 %) verbraucht werden, sodann 0.89 % zur Behandlung der Abläufe und Kläre und 1 % für die Schleudern, zusammen also 2 + 0,89 + 1 = 3,89 %; was mit den obigen 11,45 bei allerbesten Maschinen vielleicht ausreichen könnte.

Entwurf 17. Dampfbedarf der Einzelstellen wie bei 16, aber unter Verwendung eines Zweikörpers mit dreifacher Vorverdampfung. Der I. Körper heizt Kornkocher (7) und Sättigung (8,2), der II. Auslaugung (7) und Wärmer (8,89).

Frisch- und Abdampfverbrauch	13,05 %
Verdampfung:	
Frischdampf	14,34 „
Abdampf	16,75 „
Zusammen	44,14 %

Frischdampf → 1 —(14,34)→ 2 —(14,34)→ 3 —(14,34)→ I —(15,89)→ II → 0 % in's Freie.
Abdampf → (16,75) → I
I → 15,2 %; II → 15,89 %

$\underbrace{14{,}34 + 14{,}34 + 14{,}34 + 31{,}09 + 15{,}89 = 90\,\%}_{\text{Wasserverdampfung.}}$

Der Vergleich dieses Entwurfs mit dem vorigen zeigt, dass durch die Nachschaltung eines zweiten Körpers für die Verwendung des Abdampfs mehr Spielraum gegeben ist.

Die vorgeführten Entwürfe sprechen für sich. Um das höchste Güteverhältnis zu erreichen, muss die Anordnung so getroffen werden, dass aller Brüden nutzbar verwendet wird. Auf welchem Wege man das erreicht, mit oder ohne Vorverdampfung, mit oder ohne Luftleere, ist gleichgiltig, wenn nur nichts zum Tauer bezw. in's Freie geht. Den höchsten Grad der Einfachheit bieten Einkörperverdampfungen mit zwei- bezw. dreifacher Vorverdampfung ohne Tauer, wie solche in den Entwürfen 10 bis 16 vorgeführt sind. Dass bei solcher Anlage die Heizflächen nicht grösser ausfallen als üblich, beweist die später S. 157—164 folgende, als Beispiele gewählte Berechnungen zweier Verdampfungen laut Entwurf 2 und 11, mit dem Güteverhältnis 83,85 bezw. 100. Da, wie das Beispiel 23 S. 160—164 beweist, auch die Siedehitze im ersten Vorkörper das bereits gebräuchliche Maass nicht übersteigt, so wüsste ich nicht, was man gegen solche den Gipfel der Einfachheit bietende Anlagen, ohne Tauer und Luftpumpe, ohne Brüden- und Dicksaftpumpen (da keine Luftleere vorhanden, braucht nichts abgesaugt zu werden!) einwenden könnte. Bei richtiger Durchbildung aller Körper mit einem Mindestmaass von Saftinhalt wird man zweifellos mit geringerer Zuckerzerstörung auskommen, als das heute gang und gäbe ist.

Ein Beitrag zur Beurteilung der Wärmeübertragung.

So viel über diesen Gegenstand auch geschrieben ist, der Zuckerfachmann hat immer noch keinen rechten Anhalt zur Berechnung einer Verdampfanlage, wenn es gilt, diese für neuartige Verhältnisse zu entwerfen. Die bekannten Claassen'schen Versuche bieten gewiss das Beste, was an Tatsachen zur Sache geboten ist, aber auch sie lassen für Mutmassungen weiten Spielraum, weil dort die verschiedensten Einflüsse so ineinander griffen, dass es unmöglich ist, die Tragweite jedes einzelnen richtig abzuschätzen. Diese Erkenntnis kam mir recht klar zutage, als ich es versuchte, eine Verdampfung ohne Tauer, also mit Hitzegraden durchweg über 100° zu berechnen: so gut wie garnichts fand ich, worauf man bauen, womit man rechnen könnte. Von einer erschöpfenden Behandlung dieses Gegenstandes meinerseits kann hier nicht die Rede sein; das Allerwesentlichste will ich kurz besprechen und das Neue, was ich zu sagen habe, stärker beleuchten.

Die Wärmeübertragung von Dampf zur Flüssigkeit beeinflussen:

1. Das Fliessvermögen der Flüssigkeit. Je zähflüssiger diese ist, um so geringer ist die Übertragung.
2. Der Stoff der Heizfläche, also ob Eisen oder Messing usw.

3. Die Beschaffenheit der Heizoberfläche, also ob rein oder belegt.
4. Der Wechsel der Flüssigkeitsteilchen an der Heizfläche.
5. Die Luft- bezw. Gaszumischung zum Dampf.
6. Der Wechsel der Teilchen an der Dampfseite, wenn der Dampf gashaltig ist.
7. Die Wasserabführung an der Dampfseite bezw. das Durchwirbeln des an den Heizflächen haftenden Wassers.

Einfluss der Zähflüssigkeit. Übersieht man alle diese Einflüsse, so kommt man zu dem Schluss, dass das Schwergewicht jedenfalls beim ersten Punkt liegt, sofern es sich um Säfte handelt. Die Beweglichkeit der Flüssigkeit überragt hier alle andern Einflüsse bei weitem. Und grade der Einfluss der Klebrigkeit bei der Wärmeübertragung an Zuckersäfte ist noch nicht bestimmt. Ich bin nicht in der Lage, das Versäumnis ganz nachzuholen, mir stehen aber einige Zahlen zur Verfügung, welche uns sehr nützen könnten.

Über die Zähflüssigkeit der Säfte herrscht auch unter Fachleuten oft Unklarheit. Man spricht von zähflüssigem Zwischenkristallsirup, man glaubt, dass eine bessere Behandlung der Säfte dieselben dünnflüssiger machen könnte. Das beruht auf Irrtum; denn so gut wie alle Säfte von gleichem Wassergehalt sind bei gleicher Wärme gleich fliessend. Die Schwierigkeit des Schleuderns mancher Massen hängt von ganz andern Ursachen ab: von der Kornbeschaffenheit, vom Gehalt an Mehlkorn, von gallertartigen Stoffen, welche am Korn haften usw. Für ganz andre Zwecke, nämlich zur Bestimmung der bei verschiedenen Zähflüssigkeitsgraden zulässigen Filtrungsgeschwindigkeit, machte ich vor 9 Jahren eine Reihe Zähflüssigkeits-

bestimmungen. Die Versuche galten aussc meinen praktischen Zwecken; ich dachte damals an keine Veröffentlichung. Ich gebe in folgender Tafel eine Reihe von Zahlen, welche ich teils unmittelbar durch Versuche, teils durch Ausziehen von Linien gefunden habe, mit der Verwahrung, dass sie auf grosse Genauigkeit keinen Anspruch haben. Die Versuche bestanden darin, dass verschiedene Flüssigkeiten bei verschiedenen Wärmegraden unter gleichbleibendem Druck durch eine Sandschicht bestimmter Körnung hindurchgelassen wurden. Indem ich die Zeitdauer, in welcher bei 17.5° C. eine bestimmte Wassermenge hindurchfilterte, gleich 1 setzte, beobachtete ich die Zeitdauer, in welcher verschiedene Flüssigkeiten bei verschiedenen Wärmegraden denselben Raumteil hindurchliessen. Das Zeitverhältnis galt mir als Maass für die Zähigkeit.*)

Tafel 17.

Zähigkeitsgrade von Lösungen, wenn Wasser bei 17.5° = 1.

Wärmegrade	17,5	25	35	45	50	55	60	65	75	85	98° C.
Wasser	1	0,98	0,96	0,95	0,94	0,93	0,92	0,91	0,89	0,87	0,85
40 % Zuckerlösung	1,2	1,17	1,13	1,09	1,07	1,05	1,03	1,01	0,97	0,93	0,9
55 „ „	3	2,5	2,0	1,8	1,7	1,6	1,5	1,4	1,3	1,2	1,1
60 „ „	9	6,7	4,8	3,3	2,6	2,2	1,9	1,7	1,5	1,3	1,16
65 „ „	32	21	12	6,5	4,8	3,7	2,8	2,4	2,0	1,65	1,35
75 „ „	—	—	—	—	—	13	9,9	7,8	4,8	3,0	2,2
Feinsiederrest-sirup von 61° Bx	13	—	—	—	—	—	—	—	—	—	1,4

*) Die neulichen Versuche von Orth, welche ich während der Niederschrift dieser Zeilen nach einem kurzen Auszug kennen gelernt habe, konnte ich leider nicht mehr verwerten. Von meinen Versuchen handelt ein Artikel im „Westnik sach. proms." für 1904.

Diese Zahlen zeigen, dass sich die Zähigkeit des Wassers zwischen 17,5 und 98° mit steigender Wärme nur wenig — im ganzen um 15 % — verringert; dass dagegen Zuckerlösungen mit steigender Wärme um so dünnflüssiger werden, je grösser der Zuckergehalt ist. So verringert sich diese bei einer 65 % Lösung von 17,5 bis 98 um das 25 fache. Ferner zeigen die paar Versuche mit Feinsiedereirestsirup (den ich grade zur Hand hatte), dass seine Zähigkeit, trotz dem grossen Nichtzuckergehalt, von derjenigen reiner Zuckerlösungen nur wenig verschieden ist. Wir können also die für reine Zuckerlösungen ermittelten Zahlen ohne grossen Fehler auch auf Rübensäfte übertragen.

In welchem Verhältnis die Zähflüssigkeit zum Wärmeübertragungsvermögen eines qm Heizfläche steht, müsste durch Versuche bestimmt werden. In Ermangelung solcher müssen wir dieses auf Grund physikalischer Tatsachen abschätzen. Flüssigkeiten sind im Vergleich mit Metallen als Nichtleiter der Wärme und Elektrizität anzusehen. Sie lassen sich praktisch nur dadurch durchwärmen, dass in ihnen Strömungen entstehen, welche immer neue Partikel unmittelbar an die Heizfläche bringen. Je reger dieser Austausch, desto schneller die Anwärmung. Streichen in einem Falle zweimal mehr neue Flüssigkeitsteilchen an der Heizfläche vorbei als in einem andern, so geht auch die Erwärmung zweimal schneller vor sich. Diese Schnelligkeit des Austausches steht aber bei sonst gleichen Bedingungen unzweifelhaft im umgekehrten Verhältnis zur Zähigkeit im Sinne der in der Tafel 17 enthaltenen Zahlen, denn diese Zahlen stehen ja im umgekehrten Verhältnis zur Flüssigkeitsmenge, welche an einer gegebenen (Sand- usw.) Oberfläche vorbeistreicht.

Anderseits ist bei sonst gleicher Zähigkeit die Übertragung um so geringer, je geringer die Wärmekapazität; denn man kann annehmen, dass jede unmittelbar an die Heizfläche kommende Gewichteinheit auch die Wärmestufe derselben annimmt. Ist nun der Wärmehalt in einem Falle 1, im andern nur 0,5, so übernimmt eine Gewichteinheit im letzten Fall auch nur halb soviel WE.

Des weiteren steht die Wärmeleitung auch im graden Verhältnis zum Eigengewicht der Flüssigkeit; denn es ist klar, dass, wenn in einer Zeiteinheit gleiche Raumteile Flüssigkeit an der Heizfläche vorbeistreichen, diese um so mehr WE aufnehmen, je schwerer diese Raumteile sind.

Aus all diesen Erwägungen folgt, dass, wenn K und K^1 die Leitungzahlen für zwei Flüssigkeiten sind, z und z^1 die entsprechenden Zähigkeitsgrade, c und c^1 ihr Wärmehalt und s und s^1 ihre Eigengewichte, so ist

$$K^1 = K \cdot \frac{z}{z^1} \cdot \frac{c^1}{c} \cdot \frac{s^1}{s} \quad \ldots\ldots \quad (36)$$

Da nun die verschiedenen Werte von c und s für Zuckersäfte bekannt sind und die Tafel 17 eine Reihe von z-Werten gibt, so kann man, wenn nur ein K-Wert für irgend eine Flüssigkeit z. B. Wasser bekannt ist, eine ganze Reihe anderer K-Werte auf Grund der Formel (36) berechnen. Folgende Tafel 18 enthält eine Reihe so berechneter Werte, unter der Annahme, 1 qm übertrage an siedendes Wasser bei 98° für 1° Wärmegefälle in der Minute 70 WE.

Tafel 18.

Übertragbare WE für je 1 qm Verdampffläche, 1° Wärmegefälle und 1 Minute, wenn der entsprechende Wert für Wasser bei 98° = 70 WE.

Siedehitze	60	65	75	85	98	110	120°
Wasser	66	67	68	69	70	71	72
40 % Zuckerlösung .	50	51	53	55	56	57	58
55 „ „ .	31	33	36	38	42	46	50
60 „ „ .	24	27	30	35	38	43	—
65 „ „ .	15	18	21	26	31	36	—
75 „ „ .	4	5	8	13	18	23	—

Anmerkung. Wegen der unvermeidlichen Verkrustung empfiehlt es sich, bei Berechnung von Neuanlagen, obige Zahlen bei Dünnsaftkörpern um etwa 10, bei Mittelkörpern um etwa 20 und bei letzten Körpern um etwa 30 % zu vermindern.

Diese Tafel macht auf grössere Genauigkeit keinen Anspruch, weil sie auf nicht genügend genauer Bestimmung der Zähigkeit beruht. Sie ist aber auf so vernünftiger Grundlage aufgebaut, dass man sie für praktische Zwecke wohl gebrauchen kann, zumal sie sich auch, soweit der Vergleich möglich ist, mit den Claassen'schen Versuchsergebnissen gut verträgt. Sie gilt — wegen der für Wasser gewählten Zahl 70 — für die Verdampfung mit niedrigem Saftstand bei einigermassen reinen Heizflächen. Nach längerer Betriebzeit dürften die Zahlen für Dünnsaftkörper etwa 10, für Mittelsaft etwa 20 und für Dicksaft etwa 30 % zu hoch sein. Die Werte der Tafel und ihre Begründung beweisen, dass man gar nicht nötig hat, der Wärmestufe irgend einen Einfluss beizumessen. Dazu fehlt auch jede theoretische Unterlage. Die unter 110 und 120° angeführten Zahlen

sind, da mir die entsprechenden Zähigkeitswerte fehlen, durch Ausziehen von Linien ermittelt.

Ich will nun noch kurz die übrigen, für die Wärmeleitung wesentlichen Einflüsse kurz besprechen.

Der Stoff der Heizfläche hat um so geringeren Einfluss, je zäher die Flüssigkeit ist. Ebenso wie es fast gleichgiltig ist, ob ein Rohr 50 oder 100 mm weit ist, wenn am Ende nur ein 10 mm-Hahn angebracht ist, so ist es auch gleich, ob die Heizfläche von Eisen, Messing, Kupfer oder Silber gemacht ist, wenn die Flüssigkeit selbst dicht an der Heizfläche einen um das Vielfache grösseren Widerstand bietet als der Stoff der Heizwand. Verfasser war wohl der erste, der mit Nachdruck auf den Unfug hingewiesen hat, der mit der Verwendung von Kupfer und Messing zu Heizzwecken getrieben wird.*) Vor etwa 20 Jahren war ich veranlasst, hier Klarheit zu schaffen. Ich liess zwei gleiche offene Tröge anfertigen, den einen mit kupfernen, den andern mit einem genau so grossen eisernen Heizrohr. In beide wurde gleich viel Saft gegossen und gekocht. Beide Rohre standen unter gleichem Dampfdruck und an den Ausgängen blies der Dampf gleichmässig durch. Im Maasse der Verdampfung wurde in beide Tröge Wasser zugegossen und die für jeden Trog verbrauchte Menge vermerkt. Es stellte sich heraus, dass bei dünnen Säften eine Mehrverdampfung von etwa 15% zugunsten des Kupferrohres bestand, dass aber mit wachsender Saftdichte dieser Unterschied immer mehr schwand und bei etwa 65° Bx., also nach Tafel 18 bei einer Übertragung von etwa 30 WE auf je 1qm, 1° und 1 Minute, kaum mehr vorhanden war. Ich folgerte hieraus, dass bei allen Heizvorrichtungen, bei welchen die Wärme-

*) Ich folge hier teilweise meinem Vortrag, gehalten in Kiew im Februar 1898.

leitung geringer ist, also bei der Auslaugung, in sämtlichen Wärmern, in der Sättigung, in den Dicksaftkörpern und beim Kornkochen, die Verwendung von Messing und Kupfer eine Verschwendung ist, erstens des hohen Preises wegen, zweitens, weil Eisenrohre bei Brüdenheizung niemals angefressen werden, also dauerhafter sind, und drittens, weil Messing in Eisen, wegen der verschiedenen Ausdehnung, auf die Dauer nie so dicht hält wie Eisen in Eisen. Ich ersetzte dann auch in dem von mir geleiteten Werk nach und nach sämtliche Heizflächen in den genannten Vorrichtungen durch Eisenrohre, ohne dass die geringste Verringerung der Leistung eingetreten wäre. Auch in meiner späteren Tätigkeit war es mir immer leicht, meine Kundschaft zum Ersatz veralteter Vorrichtungen durch zweckmässige neue zu bewegen, weil ich meist nachweisen konnte, dass das alte Metall die neue Anlage bezahlt macht.

Einfluss des Rührens. Je zäher die Flüssigkeit je grösser die Neigung der Heizflächen, sich mit einer schleimigen Schicht zu überziehen, desto mehr Wert gewinnt ein geeignetes Durchwirbeln dicht an der Heizfläche. Die Leitungzahl bei offenen Rohsaftwärmern liegt zwischen 1 und 3, weil die langsame Strömung ein Durchwirbeln ausschliesst; die der Heizfläche zunächstliegenden, erwärmten Schichten schieben sich in der Stromrichtung vor, ohne sich mit den weiterabliegenden, kälteren zu vermischen, sie hindern dadurch einfach die Erwärmung. Bei Schnellstromwärmern wechselt die Leistung je nach Saftgeschwindigkeit, Zahl der Saftgänge (jede Wendung bedingt ein neues Durchwirbeln), Wärmestufe und Luftgehalt des Dampfes. In einer Wärmerkette mit Messingrohren, deren Glieder der Reihe nach mit Brüden vom IV., II. und I. Körper beheizt wurden, fand ich — 12 Stunden

nach der Reinigung — die Wärmeübertragung im von IV beheizten Wärmer 7,3, im mittleren 16,8 und im vordern 10,8. Die niedrige erste Zahl kommt wohl vom grösseren Luftgehalt des Brüdens, die letzte Zahl dürfte dagegen durch den bei steigender Dampfhitze sich stärker ausscheidenden, schleimigen, eiweisshaltigen Niederschlag beeinflusst sein. Meine ersten Wärmer mit künstlicher Durchwirbelung stammen aus dem Jahr 1900. Sie bestehen im wesentlichen aus einem runden, senkrechten, über 3 m langen, oben offenen Röhrenkörper. In jedes der Heizrohre ist ein zweites, oben und unten geschlossenes, etwa 10 mm engeres Rohr eingesetzt. In diese Innenrohre wird auf der Drehbank eine etwa 0,5 mm tiefe Rille in der Schraubenlinie mit 40—50 mm Steigung eingeschnitten und darüber ein 5 mm starker Draht stramm gewickelt und an den Enden befestigt. Die so hergerichteten Schraubenspindeln werden verzinnt und dann genau grade gerichtet. Sie werden unten, im Raum zwischen den beiden Böden, in einer kreisrunden schmiedeeisernen Scheibe mit Bajonettverschluss so befestigt, dass sie, bei einer Viertelumdrehung um ihre eigene Achse, leicht herausgehen. Die Scheibe wird kolbenartig durch eine, in Stopfbüchse und Gradführung laufende Kolbenstange mit einem Hub von 50 bis 60 mm auf und ab bewegt. Diese Bewegung machen selbstverständlich sämtliche Spindeln mit. Letzte ragen oben mit den flach auslaufenden Enden aus den Heizrohren empor und werden hier reihenweise so in Klammern gefasst, dass sie sich nicht freiwillig drehen können. Der Saft tritt unten in den von der Scheibe eingenommenen Raum ein, schlängelt sich in allen Rohren gleichzeitig durch die 5 mm weiten ringförmigen Zwischenräume in Schraubenlinien hoch und wird oben abgeführt. Die Drahtwindungen sorgen

durch das Auf- und Abgehen der Hohlspindeln für eine stetige Durchwirbelung des Saftes und für die Reinhaltung der Heizfläche. Letzte bleibt dabei immer rein und behält zu jeder Zeit ihre volle Leistungsfähigkeit, dagegen bildet sich nach und nach an den Spindeln selbst zwischen den Drahtwindungen ein schmieriger Ansatz. Alle 8 Tage werden diese daher herausgezogen und getrocknet, wobei der Ansatz von selbst abblättert. Man kann das auch während dem Betrieb machen, indem man Rohr für Rohr die Spindeln auswechselt. Solche Wärmer sind mehrere Dutzend im Betrieb; sie haben sich gut bewährt. Die Leitungzahl bewegt sich zwischen 18 und 28 (bei glatten gezogenen Eisenrohren); der anfangs sehr geringe Druck steigt am Ende der Woche bis etwa 0,5 At. Als Nachteil darf gelten, dass die Herstellung eine sehr grosse Genauigkeit erfordert, denn sämtliche Rohre und Spindeln müssen genau grade gerichtet werden und die Lochung beider Rohrböden und der Spindelscheibe müssen genau übereinstimmen.*) Dementsprechend ist der Preis ein hoher. Man wählt zweckmässig recht weite Rohre (70—80 mm), weil sich solche viel leichter genau richten lassen und beim Einwalzen sich nicht so leicht verziehen.

Der Luft- bezw. Gasgehalt des Dampfes beeinträchtigt die Wärmeübertragung sehr, erstens durch Herabsetzen der Wärmestufe, die dann nicht mehr dem Gesamtdruck (sondern nur noch dem auf den Dampf entfallenden Teildruck) entspricht, und zweitens durch Einhüllen der Heizfläche mit einer für Wärme undurchdringlichen Gasschicht. Nur zu leicht vernachlässigt man eine undichte Stopfbüchse,

*) Um dies zu erreichen, werden nach Fertigstellung des Körpers in die abgedrehten gusseisernen Kopfstücke die flachen, ebenfalls kreisrund gedrehten Lochböden genau Loch über Loch eingesetzt und verstemmt.

ein gesprungenes Glas, irgend eine Undichtheit in der Leitung, das Mitschnappen der Luft durch eine Pumpe usw. Man merkt die Abnahme der Leistung, aber nicht den Zusammenhang von Ursache und Wirkung. Wenn ein Wärmer seine Schuldigkeit nicht tut, so denkt man an alles mögliche, nur nicht an eine Luftbeimischung. Ich musste einmal eine weite Reise machen wegen eines auffallend schlecht wirkenden Wärmers. Das Vorhandensein irgend einer Undichtheit wurde entschieden bestritten; als ich darauf bestand, fand man schliesslich ein Loch hoch oben in der Leitung.

Wesentlich für die Leistung ist die Art der Gasableitung. Man glaubt meist seine Schuldigkeit getan zu haben, wenn man ganz oben im Dampfraum ein Abzugsrohr oder mitunter ein ganzes Netz solcher angebracht hat, und zwar meist verkehrt. Wohl ist Ammoniak (ganz wenig!) leichter als Dampf, aber wie aus einer Zuckerlösung das leichtere Wasser nicht nach oben steigen kann, genau so kann aus einem Gasdampfgemisch (das eine richtige Lösung ist) der leichtere Teil nicht nach oben steigen. Überdies handelt es sich auch niemals um reines Ammoniak, sondern um eine Mischung verschiedener Gase, in der auch Luft und Kohlensäure vertreten sind. Entsprechende Untersuchungen sind wohl kaum je gemacht, man kann aber erwarten, dass dieses Gasgemisch in der Regel schwerer ist als Dampf. Schliesslich ist das nebensächlich, denn bei den in den Heizkammern vorhandenen Strömungen können sich die Bestandteile unter keinen Umständen nach dem Eigengewicht schichten, und sollte einmal solch Wunder eintreten, so würde ein von oben angebrachtes Rohr keineswegs die Oberschicht ableiten, sondern die Abzugströmung würde sich senkrecht unter dem Rohre bis an den Boden fortsetzen. Der Vorgang ist ein ganz anderer,

als man sich meist vorstellt. In allen Heizkammern besteht eine bestimmte Dampfstromrichtung, die am Dampfeintritt scharf beginnt und sich im Maasse der Dampfvertauung an einer entlegenen, dem Dampfstrom am wenigsten zugänglichen Stelle verliert. Bei Heizkammern mit mehreren Gängen ist dieser Schlusspunkt selbstverständlich das Ende des letzten Ganges; bei langen, senkrechten Wärmern von geringem Durchmesser und oberem Dampfeintritt ist es der untere Boden; dagegen bei stehenden weiten Verdampfkörpern mit einseitigem Dampfeintritt ist dieser Ruhepol nicht etwa die entgegengesetzte Kammerseite, sondern er liegt in der Stromrichtung in einer Entfernung von etwa ¾ Durchmesser vom Eingang. Denn der Hauptstrom hat zwar das Bestreben, sich in grader Richtung zwischen den Rohren hindurchzuschlängeln, aber der freiere Durchgang rings am Umfang begünstigt eine Umströmung, die sich dann im Maasse der Vertauung von hinten strahlenförmig nach der Mitte wendet. Der Ruhepol, wo alle Ströme zusammentreffen, liegt an der angegebenen Stelle, etwas näher oder weiter, je nach Bauart und Stromstärke. Die Gasansammlung geht nun folgendermassen vor: Der schnell vertauende Dampf lässt rings um jedes Rohr eine an Dicke stetig wachsende Gashülle zurück.*) Jede weitere Wärmeübertragung würde dann aufhören, wenn der nachströmende Dampf diese Gashüllen nicht immer weiter nach dem Ruhepol zu fortblasen würde. So kommt es, dass, wenn am Eingang der Gasgehalt ganz gering ist, er ein Stück weiter bereits 1 % ausmacht. Bis 100 % kann er selbst am Ruhepol nicht steigen, weil mit dem Gasgehalt auch die Abkühlung des Gemisches einhergeht. Ist das

*) Man könnte sie mit einem Niederschlag auf dem Filterpapier vergleichen.

Gasdampfgemisch bis zur Saftwärme abgekühlt, so hört jede Wärmeabgabe, jede Dampfvertauung auf. So bewirkt eine Gasbeimischung von etwa 20% in den Grenzen zwischen 105 und 95° bereits eine Abkühlung von 5—6°, womit das nutzbare Wärmegefälle oft schon ganz aufgebraucht ist. So weit darf man aber den Gasgehalt nicht steigen lassen, sonst verliert man zu sehr an Leistung; man kann zufrieden sein, wenn man am Ruhepol den Dampf mit 5% Gas absaugen kann. Ein untrügliches Maass dafür würde ein in der Ruhepolgegend angebrachter Wärmemesser abgeben. Man müsste den Abzug so regeln, dass dieser immer 1 bis 2° weniger anzeigt, als dem jeweiligen Druck entspricht. Ein Abfall von 1° deutet auf einen Gasgehalt von etwa 3—4%.*) Dass bei dem geschilderten Vorgang von einer Schichtung nach dem Eigengewicht keine Rede sein kann, versteht sich von selbst, vielmehr geht die Gasanreicherung von oben bis unten gleichmässig vor. Anders bei langen Wärmern von geringem Durchmesser und oberem Dampfeintritt, da sammelt sich das Gas unten am Boden, gleichviel ob es etwas leichter oder schwerer ist, denn der nachströmende Dampf drängt es nach unten.

Es ist nun für die Güte einer Anlage wesentlich, dass das Gas auch wirklich am Ruhepol und n u r dort abgesaugt wird. Ist bei stehenden Verdampfern eine ganze Anzahl solcher Abzüge vereinigt, so saugt im besten Fall einer, manchmal auch gar keiner an der richtigen Stelle. Im besten Fall saugen alle, ausser einem reinen Dampf ab. Je weniger die Absaugstelle dem Ruhepol entspricht, um so grösser

*) Ein in die Abzugleitung selbst eingeführter Wärmemesser würde täuschen, weil da bereits andere Druckverhältnisse walten, es sei denn, dass das Rohr sehr weit gewählt wird und die Drosselung erst hinter dem Wärmemesser erfolgt.

wird die Zone mit Gasansammlung ohne Wärmeabgabe. Bei liegenden Verdampfern soll selbstverständlich nur am Ende des letzten Ganges abgesaugt werden; jede sonstige Absaugung ist Dampfverschwendung. Dabei ist es gleich, ob der Abzug oben oder unten liegt. Am einfachsten ist es manchmal, gar keinen besonderen Stutzen dafür zu haben, sondern die Gase den Weg durch den Wasserableiter nehmen zu lassen, der dann einen entsprechend stärkeren Abzug haben muss. Bei Vorwärmern mit oberem Dampfeintritt sollen die Gase nur unten abgezogen werden. Bei meinen Wirbelstromwärmern, die doch die höchste je erreichte Wärmeübertragung bieten, habe ich besondere Abzüge nie angeordnet, sondern die Gase immer durch den Wasserableiter geführt. Man ist indessen so gewöhnt, einen Gasabzug oben zu haben, dass man, wenn er nicht da ist, annimmt, er sei vergessen. Man bohrt dann den Wärmer auch noch oben an und erreicht . . . eine Dampfverschwendung.

Dass eine *Durchwirbelung des Dampfraumes* die Wärmeleitung günstig beeinflussen muss, wenn der Dampf gashaltig, ist nach dem bisher Gesagten klar. Bei stehenden Verdampfern ergibt sich solche Durchwirbelung von selbst durch das Hindurchschlängeln des Dampfes zwischen den Rohren. Energisch ist sie allerdings nur in der Eingangzone, daher das heftige Sieden an dieser Stelle. Bei stehenden Wärmern mit oberer Dampfeinführung erreicht man dasselbe unschwer durch Einbau besonderer Bleche, welche den Dampf nötigen, im Zickzack nach unten zu gehen. Am ungünstigsten liegen die Verhältnisse bei liegenden Verdampfern, wo die die Innenseite der Rohre bedeckende Gashülle nur immer vorgeschoben, aber nicht von der Heizfläche abgetrieben

wird. Darum fällt hier die Hauptverdampfung auf das Eingangsende der Rohre. Eine Erhöhung der Leistung liesse sich hier nur durch Rohreinsätze erzielen, welche geeignet wären, die fehlende Durchmischung herbeizuführen.

Über den ***Einfluss der Wasserhaut an der Dampfseite*** sind die Ansichten ebenfalls unklar. Die Wärmeleitung von Gas zu Metall ist um das Vielfache kleiner als von Wasser zu Metall. Eine dünne Wasserhaut als Vermittlerin zwischen Dampf und Heizfläche kann daher nur günstig wirken. Tatsächlich ist ja auch die Verdampfung bei überhitztem Dampf (so lange er überhitzt ist und noch kein Wasser vertaut!) viel geringer als bei gesättigtem Dampf, wo sich diese Wasserhaut augenblicklich bildet. Bei grösserer Dicke dieser Haut und vollständiger Ruhe im Dampfraum könnten sich in ihr allerdings verschieden erwärmte Schichten bilden und die Übertragung beeinträchtigen; so liegen die Verhältnisse aber meist nicht. Bei stehenden Körpern rinnt das Wasser stetig nach unten; die leichten, durch das Kochen verursachten Rohrerschütterungen, der vorbeiströmende Dampf, das Herabrieseln selbst erzeugen in der Wasserhaut eine zitternde, flimmernde Bewegung, welche vergrössert wohl den Wogen einer vom Winde gepeitschten See gleichen. Auch bei liegenden Verdampfern bewirkt der Dampfstrom ein kräftiges Durchpeitschen der vorwärts geblasenen Wasserhaut; hier gehen die „Wogen" im Kleinen „häuserhoch", wovon man einen Begriff bekommt, wenn man auf ein wasserbenetztes Blech pustet. Es bedarf keiner sturmartigen Geschwindigkeit: eine leichte Brise genügt, um solche „Tiefen" bis auf den Grund zu durchwühlen. Unter solchen Umständen ist es garnicht denkbar, dass sich in der dünnen Wasserhaut verschieden erwärmte Schichten

bilden. Es ist vielmehr anzunehmen, dass die ganze Wasserhaut stets durch und durch fast auf der vollen Dampfhitze erhalten wird. Dann kann aber von einem hindernden Einfluss des herabrieselnden Wassers — von aussergewöhnlichen Verhältnissen abgesehen — nicht die Rede sein. Ich glaube, alle gegenteiligen Behauptungen, so geistreich sie auch begründet sein mögen, beruhen auf Einbildung. Meine Wärmer ergeben trotz der langen Rohre den höchsten Wirkungsgrad und die überlangen Kestnerverdampfer desgleichen. Das sagt genug. — Schadet die dünne Wasserhaut nicht, so nützt sie vielleicht mittelbar, indem sich die flimmernde Flüssigkeitsbewegung in die Gasdampfhülle fortpflanzt und diese zum kräftigen Durchwirbeln veranlasst.

Sonstige Einflüsse wirken wohl nur mittelbar, teils beruhen sie auf Verwechselung. Dass die Wärmestufe des Saftes an und für sich belanglos ist, habe ich schon erörtert. Ebenso ein nur mittelbarer Einfluss dürfte der Dampfgeschwindigkeit und wohl auch der Dampfdichte zukommen. Wie es mit dem Einfluss der Höhe des Wärmegefälles steht, scheint mir zweifelhaft. Bei Dampfleitungen steigt der Wärmeverlust nicht im Verhältnis zum Wärmegefälle, sondern stärker. Beim Anwärmen von Wasser mit Dampf fand dagegen Hagemann auf 1° eine sich mit steigendem Gefälle etwas verringerte Leitungzahl, allerdings nur so lange die Dampfwärme unter dem Siedepunkt des Wassers lag. Bei höherer Dampfwärme stieg die Übertragung im graden Verhältnis zum Wärmegefälle. Endlich ergeben die Versuche von Claassen eine steigende Leistung für 1° mit steigendem Wärmegefälle. — Dass bei Hagemann das Überschreiten des Siedepunkts von Einfluss ist, erklärt sich daraus, dass sich dann dicht an der Heizfläche vorübergehend

kleine Dampfblasen bilden, welche im nächsten Augenblick wieder verschwinden, aber trotzdem Wirbel erzeugen. Das übrige lässt sich nicht gut unter einen Hut bringen. Ich neige zur Ansicht, dass beim Verdampfen mit steigendem Wärmegefälle die Übertragung auf je 1° wirklich nutzbaren Wärmegefälles nicht steigen kann. Nimmt man aber das ganze Wärmegefälle (das nicht nutzbare inbegriffen) in Rechnung, oder schätzt den nutzlos verlorenen Anteil zu niedrig ein, so ergibt sich mit steigendem Gefälle allerdings eine erhöhte Leistung, weil dabei der nutzlose Verlust unverändert bleibt, sein Anteil am Gesamtgefälle also verhältnismässig kleiner wird.

Winke zum Entwurf von Verdampfungen ohne Tauer.

Dass nach den vorgeführten Entwürfen nur solchen eine Zukunft gebührt, werden die meisten wohl einsehen, aber diesen Gedanken habe ich bereits vor 8—9 Jahren ausgesprochen und noch immer ist davon wenigstens im Zuckergewerbe wenig zu hören. Das Gesetz der Trägheit kommt also auch hier zu seinem Rechte. Ich will hier eine Anzahl Winke für den Entwurf solcher Anlagen geben, welche befolgt werden müssen, wenn man gute Erfahrungen machen will, und unter deren Benutzung auch ein Durchschnittstechniker einwandfreie Anlagen entwerfen könnte. Hoffentlich gelingt es dann bald dem geeinten Mühen der Männer vom Zucker und Maschinenbau, hier Wandel zu schaffen.

Heizkörper und Saftraum. Vor allem muss das auf Seite 93 über die möglichste Beschränkung des Saftraums Gesagte beherzigt werden. Jeder nicht unbedingt notwendige, vom Saft ausgefüllte Raum muss gemieden werden, denn die Zuckerzerstörung steht im graden Verhältnis zur Dauer der hohen Hitze, unter welcher der Saft siedet, und diese Dauer steht im graden Verhältnis zu dem von Saft ausgefüllten Raum. Da von allen Bauarten die stehenden Verdampfer mit dem geringsten Saftraum auskommen, so kommen hier nur solche in Frage, und zwar sollten diese nur

mit niedrigem Saftstand betrieben werden. Der Saftraum wird bei gegebener Heizfläche um so kleiner, je kleiner der Raum unter den Rohren, je länger die Rohre und je kleiner ihr Durchmesser.

Es wäre nicht schwer, den Raum zwischen dem untern Deckel und dem Rohrboden auf 15—20 mm Höhe einzuschränken. Man hätte nur nötig, die Bördelung des Rohrbodens nach innen zu legen und mit dem Flanschenwinkel gemeinsam zu vernieten. Bei flachem Rohrboden müsste auch der Deckel flach und dem Druck entsprechend versteift sein, z. B. durch Übernieten eines zweiten gewölbten Bodens, der mit dem eigentlichen flachen Boden durch eine Anzahl Stehbolzen verbunden ist. Man könnte aber ganz gut beiden Rohrböden eine Wölbung nach aussen geben und den dementsprechend gewölbten Deckel in 15 bis 20 mm Entfernung vom unteren Rohrboden anbringen. Die dadurch bedingte Ungleichheit der Rohrlängen ist ganz ohne Bedeutung und kann den Saftumlauf höchstens fördern. Die üblichen Mannlöcher kann man dann am unteren Deckel nicht anbringen; sie sind aber auch höchst überflüssig. Statt solcher ordnet man in der Verschraubung 4 ringsum verteilte 400 mm lange Schraubenbolzen an, deren Gewinde fast bis zum Kopf reicht. Soll der Rohrboden untersucht werden, so löst man die Verschraubung, senkt vermittelst dieser 4 Schrauben den Deckel um 350 mm und ist dann in der Lage, jede erforderliche Arbeit vorzunehmen.

Die Rohre würde ich 2 bis 3 m lang wählen, zumal ja Kestner gezeigt hat, dass man hier an keine Grenze gebunden ist. Der Rohrdurchmesser soll möglichst gering sein. Ich habe eine stehende Verdampfung mit nur 12 mm weiten Rohren kennen gelernt, die Ausgezeichnetes leistete. Aus Rücksicht auf Dauer und

Reinigung könnte ich das aber nicht empfehlen; aber über 30 mm lichte Weite brauchte man auch bei langen Rohren nicht gehen. Ich würde nur glatte, gezogene, weiche Eisenrohre (man nennt sie Stahlrohre) verwenden und lieber 5 bis 15% Zuschlag für die etwas geringere Leitung geben; den höchsten Zuschlag für Dünnsaft-, den kleinsten für Dicksaftkörper. Eisenrohre sind billiger, sie werden von Ammoniak nicht angefressen und dehnen sich mit der äusseren Zarge gleichmässig aus. Man kann sie daher stramm grade einwalzen und doch werden sie nie undicht. Die Rohrwanddicke sollte auch bei Eisenrohren nicht unter 1,5 mm genommen werden. An einen Rostschutz von der Dampfseite könnte vielleicht gedacht werden. Ich nahm meist gewöhnliche Rohre ohne jeden Schutz. Nachteile hab ich nicht gesehen und Klagen nicht gehört.

Die Umlaufrohre von 300 mm und mehr, in der Mitte stehender Körper sind zwecklos. Ich habe öfter Verdampfer gebaut mit sechs gleichmässig verteilten 100 mm-Rohren. Sie bieten eine gute Versteifung der Rohrböden und sorgen genügend für den Saftumlauf, zumal es genug Körper gibt, die sehr gut (und vielleicht noch besser!) ohne Umlaufrohr auskommen. In diesem Fall stellt sich durch einzelne Rohrpartien (gewöhnlich durch die vom Heizdampf am wenigsten bespülten) ein Strom nach unten ein. Das Klettern kommt dann in den übrigen Rohren besser zur Geltung als bei übermässigem Saftnachschub von unten durch ein weites Umlaufrohr.

Die Rohre sollen so eng gesetzt werden, wie es die Rücksicht auf Festigkeit der Rohrböden und festes Einwalzen grade gestatten. Der Dampfeingangstutzen soll konisch erweitert sein und ihm zunächst soll eine so grosse Anzahl Rohre ausfallen, dass der Dampfstrom nach allen Richtungen genügenden Durch-

gang findet. Die Rohre sollen ringsum so nahe an die Zarge heranreichen, wie es aus Rücksicht auf gutes Einwalzen grade ratsam ist. Den am Umfang verbleibenden freien Raum verbaut man zweckmässig an mehreren Stellen mit Blechstreifen, welche den Dampfstrom nötigen, sich mehr zwischen den Rohren hindurchzuschlängeln und die Gase von denselben abzutreiben.

An welchen Stellen man die Gasabführung am besten anlegt, ist schon im vorigen Abschnitt gesagt. Die Wasserabführung macht man am besten nicht seitlich, sondern durch den Boden, und zwar entweder an der tiefsten Stelle, wenn der Rohrboden gewölbt ist, oder an der Stelle, wo nach Umständen im Dampfraum die Ruhezone (S. 136) zu erwarten ist. Der Wasserableitungstutzen wird in den Rohrboden eingeschraubt und geht dann durch eine Stopfbüchse des Deckels nach aussen. An dieser Stelle fallen selbstverständlich einige Rohre aus. — Wie man bei solcher Bauart das Saftstandrohr anbringt, wird jeder Techniker Bescheid wissen. — Den Saft zieht man aus dem vorhergehenden Körper am besten über den oberen Rohrboden ein; er findet dann von selbst seinen Weg nach unten durch die Umlaufrohre. Um in allen Körpern immer einen im voraus bestimmten Saftstand einzuhalten, führt man die Saftabzugrohre von oben in ein entsprechend weites Umlaufrohr etwa $^3/_4$ tief ein. Eine einfache Vorrichtung würde es gestatten, das Saugrohr fernrohrartig höher oder tiefer zu senken. Bei regelmässigem Betrieb wird der Übergang so eingestellt, dass der Saftstand nicht steigt. Wenn ab und zu auch etwas Brüden mitgeht, so ist das ohne Bedeutung. Wird zuviel gedrosselt, so steigt der Saftstand selbstverständlich über das eingestellte Maass, aber jedenfalls bedarf solche An-

ordnung viel weniger Aufmerksamkeit als die übliche. Ausser diesem Überzugrohr muss selbstverständlich noch ein zweites kleineres, vom Boden saugendes vorhanden sein, um bei Betriebschluss die Körper entleeren zu können. Das Abführen des Dicksaftes aus dem letzten Körper muss nach wie vor durch den Boden erfolgen. Man kann auch hier das Abzugrohr bis etwa $1/4$ Höhe eines entsprechend weiten Umlaufrohres ansteigen lassen, um immer die gewünschte Saftschicht einzuhalten. Zweckmässig könnte auch hier eine von oben verstellbare Verschiebung des Rohrendes angebracht werden.

Saftfänger. Bei allen stehenden Verdampfern wird sehr leicht Saft mitgerissen. Je leistungsfähiger der Körper, desto öfter kommt das vor, darum müssen wir diese Angelegenheit hier besonders besprechen. Ist auch bei regelmässigem Betrieb kein Zucker im Brüdenwasser vorhanden, so genügt oft der geringste Eingriff, welcher eine plötzliche Verminderung des Dampfdrucks nach sich zieht, um Saft überzureissen. Man hat unzählige Vorrichtungen ersonnen, um dies zu verhindern, aber man ist über das Wesen der Erscheinung kaum klar geworden. Und doch liegt die Sache ungewöhnlich einfach.

Beim Sieden wird der Saft zerstäubt und nach allen Richtungen im Dampfraum herumgeschleudert. Die grösseren Tröpfchen fallen alsbald wieder nach unten, aber je feiner sie sind, desto höher werden sie von dem aufsteigenden Dampfstrom fortgetragen und — bei Überschreiten einer gewissen Stromstärke — mitgerissen. Wird in einem senkrechten Dampfstrom Flüssigkeit zerstäubt, so scheidet sie der Strom in drei Teile. Die gröberen Teilchen sinken gegen den Strom zu Boden, die feineren werden beliebig hoch

fortgetragen und ein Mittelteil hält dem Strom grade das Gleichgewicht: sie schweben in demselben ohne zu steigen und zu fallen. Jeder Stromstärke entspricht eine andere Verteilung; je stärker der Strom, desto gröbere Teilchen werden mitgerissen, desto grössere Kügelchen halten sich frei schwebend und desto weniger fällt zu Boden. Um diese Erscheinung zu erklären, bedarf es durchaus nicht der so beliebten Nebelbläschenlehre. Selbstverständlich spielen hier Saftbläschen gar keine Rolle; die allerfeinsten Saftkügelchen tun es auch. Mit der Zeit ballen sich die kleinen Teilchen, begünstigt durch die unausbleiblichen Wirbel im Dampfstrom, zu grösseren Tröpfchen zusammen, welche dann ihren Weg gegen den Strom nehmen; meist genügt aber die vorhandene Zeit nicht und selbst bei 3 m hohem Steigraum über dem Saftspiegel können immer noch grosse Verluste eintreten.

Ganz anders sind die Verhältnisse bei wagerechtem Dampfstrom. Hier fallen sämtliche mitgerissene Tröpfchen ebenso schnell zu Boden wie in ruhendem Dampfraum, nur mit dem Unterschied, dass sie in ihrem Fall etwas in der Stromrichtung abgelenkt werden, die grösseren Tröpfchen weniger, die kleineren mehr. Die Zeit, in der sich ein wagerechter Dampfstrom von 1 m Höhe von allem Flüssigkeitstaub säubert, gleicht der Zeit, welche die kleinsten Staubpartikeln brauchen, um 1 m tief zu fallen. Denkt man sich diesen Raum der Höhe nach durch Blechplatten in 10 Stufen zu je 100 mm Höhe geteilt, so ist die Zeit, welche nötig ist, um allen Partikeln Gelegenheit zu geben, zu Boden, also auf die Bleche zu fallen, 10mal kürzer.*) Verringert man die Fallhöhe

*) Der Fall kleinster Teilchen im Luft- oder Dampfraum ist kein beschleunigter, wie er in leerem Raum wäre, sondern wegen dem Reibungswiderstand ein gleichmässiger.

100fach, durch Einschalten von Blechen in 1 cm Entfernung von einander, so verkürzt sich die Zeitdauer hundertfach usw. Bei 1 mm Fallhöhe könnte die Zeit 1000mal kürzer sein. Das einfachste und sicherste Mittel, aus Dampf allen Saftstaub abzuscheiden, besteht darin, dass man den Strom eine Zeit lang wagerecht führt und nötigenfalls durch wagerechte Bleche der Höhe nach in eine Anzahl Fallstufen teilt; je mehr desto besser. Sorgt man dafür, dass am Ende dieser Bleche (durch Umbiegen des Randes gegen die Stromrichtung) der Niederschlag nicht wieder vom Dampfstrom fortgerissen wird, sorgt man ferner (durch eine geringe Neigung quer zum Strom), dass der niedergeschlagene Saft einen stetigen Abfluss nach der Seite hat, so hat man den denkbar besten Saftfänger.*) Sämtliche, auf der Wirkung von Sieben und Prallblechen beruhende Abscheider sind in der Wirkung nicht so sicher; sie bedingen auch einen grösseren Druckverlust. Dasselbe dürfte auch für jegliche auf Ausschleudern der Safttröpfchen beruhenden Fänger gelten.

Nach dieser Abschweifung kehren wir nun zu unseren Verdampfern zurück. Je grösser der Flüssigkeitspiegel, je kürzer die Heizrohre, je weniger also auch 1 qm Spiegelfläche verdampft wird, desto langsamer der aufsteigende Dampfstrom und desto geringer

*) Nach diesem Grundsatz können in gleicher Weise jegliche Dampfentöler, Teerabscheider usw. gebaut werden. Auch Vorrichtungen zum Abscheiden fester Staubteilchen aus Luft und Gasen (auch zum Auffangen von Zuckerstaub) lassen sich in ähnlicher Weise ausführen. Nur muss dafür gesorgt werden, dass der zurückgehaltene Staub von Zeit zu Zeit von den Fangblechen entfernt wird, z. B. durch eine Drehung der ganzen Vorrichtung um 90°, sodass die Fangbleche senkrecht stehen und der ganze Inhalt herausfällt. Nach diesem Grundsatz wirkende Abscheider für Niederschläge aus Flüssigkeiten gibt es übrigens schon längst.

ist die Gefahr des Mitreissens. Liegende Verdampfer reissen weniger mit als stehende und von letzten leiden die leistungsfähigsten grade am meisten. Bei regelmäßigem Betrieb kommt selten etwas vor, aber plötzlich ist der Verlust da. Geht man der Ursache nach, so findet man bei wiederholtem Untersuchen des Wassers aus den Heizkammern und vom Tauer meist keine Spur, bis bei der nächsten Gelegenheit wieder ein Schub Zucker ins Wasser gelangt. Das kommt immer bei plötzlich vergrösserter Brüdenentnahme vor. Durch den plötzlichen, wenn auch nicht grossen Abfall der Spannung, ergibt sich für einen Augenblick eine um das Mehrfache gesteigerte Verdampfung und der um ebensoviel schneller vom Saftspiegel aufsteigende Dampfstrom reisst alles über. Wenn man zu so kritischen Zeitpunkten durch das Schauglas in den Dampfraum blickt, so bemerkt man vorübergehend einen Nebelschleier. Man kann dann sicher sein, dass Saft mitgerissen war. Dagegen hilft kein noch so hoher Dampfraum, auch keine Sieb- und Prallbleche, aber es nützt ein jeder Saftfänger der durch genügende Stromablenkung die feinen Tröpfchen ausschleudert, vor allem aber nützt jede wagerechte Führung des Brüdens. Wenn man am Ende eines wagerechten Brüdenrohres irgend einen Flüssigkeitsfänger anbringt, der an und für sich gar nichts wert ist, so wird hier aller Saft sicher abgefangen, nicht weil der Fänger etwas geholfen hätte, sondern weil der Saft bereits im wagerechten Rohre zu Boden gefallen war.

Man mache daher den Dampfraum so klein wie möglich; nicht viel grösser als es aus Rücksicht auf etwaiges Schäumen geboten ist. Man sorge aber dafür, dass der Brüden Gelegenheit hat, in dünner Schicht eine Strecke wagerecht zu strömen. Je dünner die

Schicht, desto kürzer die erforderliche Strecke. In einem cbm Raum kann man bei vernünftiger Ausführung jede beliebige Brüdenmenge saftfrei machen. Ob dies unmittelbar über dem Steigraum geschieht oder in besonderem Gehäuse, ist gleichgültig. Am einfachsten wäre jedenfalls der Einbau der Fänger in den Dampfraum eines jeden Körpers. Auch der Kestnersche auf Ausschleudern beruhende Fänger erreicht vollständig seinen Zweck. Man hat also eine Auswahl. Der beste Fänger ist sonst der, welcher sein Ziel bei geringstem Druckverlust erreicht.

Saftvorwärmung. Beim ersten Vorkörper mit längeren Rohren und ganz besonders bei Kestner-Verdampfern ist es wesentlich, dass der eintretende Saft bereits die im Körper herrschende Siedehitze innehat. Ist das nicht der Fall, so sammelt sich der kältere Saft unten meterhoch und hindert das Klettern. Kestner versieht daher seine Verdampfer mit einem Vorwärmer, welchen der Saft erst durchlaufen muss, ehe er in den Körper gelangt. Solche Vorwärmer haben aber den Nachteil, dass sie eine grössere Menge Saft bei grosser Hitze fassen und das Anwärmen also nicht ohne Zuckerzerstörung verläuft. Aus diesem Grund ist solche Anordnung verkehrt. Um den von der letzten Filtrung kommenden Saft auf die Siedehitze im Körper zu bringen, sind besondere Vorwärmer nicht nötig. Es genügt, denselben durch eine Brause usw. möglichst fein zerteilt in den Steigraum des Körpers hineinzuträufeln. Bei Kestner ist solch Einführen des Saftes in den „Separator" allerdings nicht gangbar, aber man kann dafür einen besonderen, mit diesem in Verbindung stehenden Dampfraum schaffen, in den der Saft hineinregnet, und vorgewärmt durch ein Fallrohr unten in den Körper einführen. Für den

Verdampfer bedeutet das keineswegs eine Mehrleistung, denn ob der Dampf zum Vorwärmer in einer besonderen Vorrichtung verbraucht wird oder im Dampfraum des Körpers selbst, ist gleichgültig. Man spart also nebenbei ganz die nicht geringen Kosten eines Vorwärmers.

Verdampfungsregler. Die Reglung der Verdampfung besteht darin, dass überall der gewünschte Saftstand eingehalten und entsprechend der gewünschten Dicksaftdichte der Dampfeinlass eingestellt wird. Ist keine Vorverdampfung da, so ist die Einstellung sehr einfach: man lässt in die mit allem verfügbaren Abdampf gespeiste Heizkammer des I. Körpers mehr oder weniger Frischdampf ein. Bei den übergrossen üblichen Safträumen in allen Körpern gleicht sich dann bei glattem Betrieb jede kleinere Schwankung in der zukommenden Saftmenge so aus, dass der die Aufsicht führende Arbeiter mitunter hinter einem der Körper ein Schläfchen machen kann. Bei vorhandener Vorverdampfung und besonders bei Körpern mit geringem Saftraum ist die Sache nicht so einfach. Wie man am besten einen bestimmten Saftstand einhält, haben wir schon gesehen. Wir wollen nun die Dampfreglung besprechen. Wird bei einer Betriebstockung der Dampf nicht rechtzeitig abgesperrt, so bildet sich zunächst Korn und dann eine trockene Masse. Mitunter können damit die Rohre so verstopft werden, dass man sie ausbohren muss. Eine so grosse Aufmerksamkeit und Umsicht darf man auf die Dauer von Menschen nicht verlangen. Man muss zu Selbstreglern greifen, welche den Dampfeintritt in die Vorverdampfung nach der Dichte des austretenden Dicksaftes einstellen. Ich weiss nicht, ob derartige Vorrichtungen bereits ausgeführt werden. Jedenfalls ist das eine Aufgabe, die jedes bessere

Ausrüstungswerk zu lösen versteht. Ich denke zunächst an einen, auf einen Hebel wirkenden, in ein vom austretenden Dicksaft durchflossenes Gefäss eingehängten Hohlkörper (eine grosse Spindel), welcher durch regelbare Belastung auf eine bestimmte Dichte eingestellt wird und der durch Steigen den Dampfeintritt drosselt und durch Senken diesen entsprechend öffnet. Ebenso einfach wäre ein vom Dicksaft durchflossenes Gefäss, dessen Gewicht von einer, mit einstellbarer Belastung versehenen Hebelwaage aufgenommen wird. Mit wechselnder Dichte ändert sich die Belastung und die Lage des Hebels und beeinflusst die Dampfeinströmung. Neben dieser Reglung empfiehlt sich ein elektrisches Läutewerk, welches den Eintritt des kritischen Zeitpunktes verkündet. Solche einstellbare Läutewerke würden sich sogar bei allen Körpern empfehlen.

Die Selbstreglung der Dichte kann nicht verhindern, dass zeitweise der Brüdendruck im Dicksaftkörper unter das gewünschte Maass fällt oder auch einmal zu hoch steigt, wenn die Brüdenablenkung stockt. Für solche Fälle muss erstens eine Dampfeinleitung in den Brüdenraum vorgesehen sein und zweitens ein Sicherheitsventil ins Freie. In gut geleiteten Betrieben sind grössere Schwankungen selten. Der Dampfeinlass in den Brüden ist, wenn nichts ins Freie und nichts in den Tauer geht, keine Verschwendung; eine Verschwendung aber ist der Brüdenaustritt ins Freie. So lange das eine Ausnahme ist, kann man sich damit trösten, dass hier nur ab und zu das verloren wird, was Werke mit Tauerbetrieb ununterbrochen verlieren.

Wie dem auch sei, die Verdampfung soll nicht als Stauanlage für den Ausgleich der Betriebsunregelmässigkeiten dienen. Wenn man durchaus solche haben will, so lege man sich solche vor oder hinter

der Verdampfung an, wo wegen der geringeren Hitze die Zuckerzerstörung nicht so erheblich ist. Man sündigt heute sehr viel, indem man die Sättigungen bei stetigem Betrieb viel zu klein bemisst, die Safträume in der Verdampfung dagegen viel zu gross macht.

Gasabführung von den Brüdenheizstellen. Verdampft man im letzten Körper ohne Leere, so braucht man, wie bereits auf S. 124 dargelegt, weder Tauer noch Luftpumpe. Die unverdichteten Gase könnten dann an geeigneten Stellen der Heizkammern und aus den Wasserabscheidern in's Freie ausblasen. Dazu würde ein ganz geringer Überdruck im letzten Körper ausreichen. Unter Umständen kann es erwünscht sein, im letzten Körper eine kleine Leere zu halten. Dazu würde ein gewöhnlicher Ventilator genügen. An seine Saugleitung werden sämtliche Entlüftungen angeschlossen. Durch Drosselung derselben kann die Leere beliebig geregelt werden.

Ich möchte hier noch andeuten, dass bei tauerlosem Betrieb sämtliches aus der Verdampfung entweichendes Ammoniak leicht aufgefangen werden könnte, indem man die Gase durch einen ganz kleinen Säureturm führt, oder indem man Kohlensäure zuführt und das kohlensaure Ammoniak in einer Kühlkammer auffängt. Da das fast kostenlos geschehen kann, so dürfte es sich unter Umständen vielleicht lohnen.*)

---

*) Die Hauptmenge NH_3 entweicht allerdings bei der Sättigung. Auch hier könnte es durch Abkühlung der Abgase als kohlensaures Ammoniak ausgeschieden werden. Wegen der grossen Gas- und Dampfmenge wäre das aber wahrscheinlich zu kostspielig.

Berechnung der Heizflächen.

Nachdem man, entsprechend den örtlichen Verhältnissen, über die zu wählende Dampfverteilung schlüssig geworden ist, wird zur Berechnung der Heizflächen der Verdampfkörper und aller Anwärmstellen geschritten, indem man sich hierzu der durch Versuche bestimmten oder aus der Erfahrung anderer bekannten Leitungzahlen bedient und das Wärmegefälle der Einzelkörper so wählt, dass einerseits die regelmässige Wirkung eines jeden gewährleistet erscheint, anderseits die Möglichkeit der Brüdenverwendung bei den in Aussicht genommenen Heizstellen nicht eingebüsst wird.

Es braucht wohl kaum noch besonders hervorgehoben zu werden, dass, da alle unsere Schlüsse ganz unabhängig von den Heizflächengrössen, ihrem Verhältnis zu einander, unabhängig von dem Stoff, aus welchem sie hergestellt, und davon, ob sie mit Niederschlag bedeckt sind oder nicht, alle diese Umstände keinen unmittelbaren Einfluss auf den Dampfverbrauch ausüben können. Abweichungen in der Grösse der Heizflächen, ihrem Stoff und Zustand können nur andere Wärmeübertragungsätze bedingen oder gar die Möglichkeit oder Unmöglichkeit, das

erwünschte Ergebnis oder die gewünschte Leistung einer gegebenen Heizfläche zu erzielen, zur Folge haben. Wird also die erwünschte Verdampfung bezw. Anwärmung erreicht, so ist der Dampfverbrauch von allen diesen Umständen ganz unabhängig.

Es ist Sache des die Anlage Entwerfenden, alle Heizflächen so zu bemessen, dass bei der gewünschten Verarbeitung sich überall auch die gewünschten Wärmegrade von selbst einstellen, oder umgekehrt, bei gegebenem Wärmegefälle die erwünschte Leistungsfähigkeit. Dazu hat man, bei bekannten und im Betrieb leicht zu bestimmenden Leitungszahlen, nur die allereinfachsten Rechnungen, welche aus der Gleichung

$$\text{Heizfläche} = \frac{\text{Zahl der zu übertragenden WE}}{\text{nutzbares Wärmegefälle} \times \text{Leitungzahl}} \quad . (37)$$

hervorgehen, vorzunehmen, wobei natürlich die Zahl der zu übertragenden WE, wie auch die Leitungzahl immer auf eine und dieselbe Zeiteinheit, gewöhnlich Minute, bezogen werden müssen. Für den Entwurf neuer Verdampfungen werden die im vorigen Abschnitt abgeleiteten Werte der Tafel 18 brauchbar sein.

Zur Erleichterung solcher Rechnungen (aber auch für andere Zwecke, z. B. zur Bestimmung der Rohrquerschnitte der Dampf-, Wasser- und Saftleitungen) kann sich folgende Tafel 19 sehr nützlich erweisen, da sie für jede gegebene tägliche Verarbeitung die Rübenmenge angibt, welche in Stunde, Minute und Sekunde verarbeitet wird.

Mit Hilfe dieser Tafel ist es leicht, die Saftmenge, welche diese oder jene Stelle durchläuft, die Wassermenge, welche in diesem oder jenem Körper

Tafel 19.

Rübenverarbeitung in kg.

Tag	Stunde	Minute	Sekunde	Tag	Stunde	Minute	Sekunde
100 000	4 152	69,2	1,15	1 600 000	66 424	1107,0	18,46
200 000	8 303	138,4	2,31	1 700 000	70 576	1176,3	19,61
300 000	12 455	207,6	3,46	1 800 000	74 728	1245,5	20,76
400 000	16 606	276,8	4,61	1 900 000	78 879	1314,7	21,91
500 000	20 758	346,0	5,76	2 000 000	83 030	1383,8	23,06
600 000	24 909	415,2	6,92	2 100 000	87 182	1453,0	24,21
700 000	29 061	484,4	8,07	2 200 000	91 334	1522,2	25,36
800 000	33 212	553,6	9,23	2 300 000	95 485	1591,5	26,52
900 000	37 364	622,8	10,38	2 400 000	99 636	1660,8	27,69
1 000 000	41 515	691,9	11,53	2 500 000	103 788	1729,8	28,83
1 100 000	45 667	761,1	12,68	2 600 000	107 940	1799,0	29,98
1 200 000	49 818	830,4	13,84	2 700 000	112 091	1868,3	31,12
1 300 000	53 970	899,5	14,98	2 800 000	116 242	1937,6	32,27
1 400 000	58 121	968,8	16,13	2 900 000	120 394	2006,6	33,42
1 500 000	62 273	1037,9	17,29	3 000 000	124 545	2075,8	34,58

verdampft wird, die Dampfmenge, welche diese oder jene Leitung empfängt, usw. zu bestimmen.*)

Beispiel 21. Laut Beispiel 13, S. 59 wird im Kornkocher 15,04% Wasser verdampft. Wieviel kg wird jede Minute bei einer täglichen Rübenverarbeitung von 400 000 kg verdampft? — Laut Tafel 19 entfallen bei dieser Verarbeitung auf 1 Minute 276,8 kg Rüben, daher wird im Kornkocher durchschnittlich $276{,}8 \frac{15{,}04}{100} = 41{,}63$ kg j. M. verdampft.

Beispiel 22. Wie gross müssen die Heizflächen der Körper I, II, III und IV genommen werden, wenn bei einer täglichen Rübenverarbeitung von 1 000 000 kg die Dampfverteilung laut Entwurf 2 (S. 106) gewählt werden soll, unter Annahme eines nutzbaren Wärmegefälles von 5, 6, 8 und 15 und einer Wärmeübertragung von je 50, 35, 25 und 15?

Im I. Körper wird (laut Entwurf 2) 32,5% Wasser verdampft, ausserdem aber möge noch zum Vorwärmen des eintretenden Dünnsaftes bis zur Siedehitze im Körper, laut Beispiel 6 (S. 51), 2,66% Dampf verbraucht werden, zusammen also 32,5 + 2,66 = 35,16%. Da laut Tafel 19 bei einer täglichen Verarbeitung von 1 000 000 kg die Verarbeitung in der Minute 691,9 kg beträgt, so ist der entsprechende Dampfverbrauch $691{,}9 \times \frac{35{,}16}{100} = 252{,}3$ kg j. M., was $252{,}3 \times 530 = 133\,719$ WE

*) Die Zahlen der stündlichen Verarbeitung sind zur Bestimmung der Dampfrohrdurchmesser geeignet. Man hat nur die betreffende Zahl dieser Tafel mit dem Dampfsatz, welcher laut Entwurf durch die Leitung geht, zu malen und die nächste Zahl an entsprechender Stelle in Hausbrandts Tafel 32 aufzusuchen. Die Minutenzahlen sind zur Berechnung von Heizflächen und die Sekundenzahlen zur Berechnung der Wasser- und Saftrohre geeignet.

entspricht, zur Übertragung welcher in unserem Fall laut Gleichung (37) eine Heizfläche von $\frac{133\,719}{5 \times 50} = 534{,}8$ qm erforderlich ist.

Im II. Körper wird laut Entwurf ebenfalls 32,5 % Wasser verdampft, was bei einer Rübenverarbeitung von 1 000 000 kg $691{,}9 \times \frac{32{,}5}{100} = 224{,}9$ kg Dampf bezw. $224{,}9 \times 530 = 119\,197$ WE j. Minute entspricht. Dies bedarf (wieder laut Gleichung 37, nach Einschaltung der auf voriger Seite für den II. Körper zugrunde gelegten Zahlen) einer Heizfläche von $\frac{119\,197}{6\,.\,35} = 567{,}6$ qm.

Im III. Körper wird 15,5 % Wasser verdampft, j. M. also $691{,}9\ \frac{15{,}5}{100} = 107{,}3$ kg, entsprechend $107{,}3 \times 530 = 56\,869$ WE. Dies bedarf einer Heizfläche von $\frac{56\,869}{8\,.\,25} = 284{,}3$ qm.

Endlich im IV. Körper wird wie im III. ebenfalls 15,5 %, j. M. also wieder 107,3 kg Wasser verdampft, entsprechend 56869 WE. Dies bedarf, laut Gleichung 37 und den auf voriger Seite angenommenen Zahlen, einer Heizfläche von $\frac{56\,869}{15\,.\,15} = 252{,}7$ qm.

Unter Annahme einer Brüdenwärme von 60° in IV und der in Tafel 16 angegebenen Gefällverluste, können wir die hier errechneten bezw. als Unterlage dienenden Werte wie folgt zusammenstellen.

Frisch- und Abdampf von
106,5 + 7,5 = 114°
32,5 + 2,66 = 35,16 %

→ I → II → III → IV
(↑ 17 % nach II; ↑ 15,5 % zum Tauer.)

	I		II		III		IV		
Wasserverdampfung	32,5	+	32,5	+	15,5	+	15,5	=	96 %
Nutzbares Gefälle	5	+	6	+	8	+	15	=	34°
Gefällverlust	2,5	+	4	+	5	+	8,5	=	20°
Gesamtgefälle	7,5	+	10	+	13	+	23,5	=	54°
Brüdenhitze	106,5°		96,5°		83,5°		60°		
Leitungszahl	50		35		25		15		
Übertragene WE	133 719	+	119 197	+	56 869	+	56 869	=	366 654
Heizfläche	534,8	+	567,6	+	284,3	+	252,7	=	1639,4 qm

Es braucht wohl kaum betont zu werden, dass man sich an die so erhaltenen Zahlen nicht mit allzugrosser Genauigkeit zu halten braucht. Im gegebenen Falle wäre es z. B. für die ausführende Bauanstalt angenehmer, wenn sie beide Körper I und II gleich gross nehmen kann, also etwa zu 550 qm, was nur ganz geringe Verschiebung im Wärmegefälle verursachen würde. Ebenso empfiehlt es sich, die beiden letzten Körper gleich gross zu nehmen, z. B. zu 270 qm.

Da die Leitungsätze 50, 35, 25 und 15 reichlich niedrig gewählt sind, so dürfte bei Beginn des Betriebes, wo die Heizflächen noch rein sind, im II. Körper der für die Beheizungen erwünschte Hitzegrad sich nicht ohne weiteres von selbst einstellen. Durch stärkere Drosselung der Ammoniakabzüge von III und IV kann man die gewünschte Erhöhung leicht erreichen.

Beispiel 23. Zum Vergleich wollen wir nun eine Verdampfung ohne Tauer nach Entwurf 11 S. 116 berechnen, und zwar für dieselbe Verarbeitung von 1 000 000 kg. Das nutzlose Gefälle schätzen wir gemäss der Anmerkung zu Tafel 16 S. 95 in **1**, **2**, **3** und **I** auf je 1,5, 2, 2,5 und 5,5°. Den Brüden von **I** wollen wir auf etwa 102° halten, ihm also einen so geringen Überdruck geben, dass alle Heizstellen (bei sachgemässer Ausführung) noch grade ohne Saugvorrichtungen auskommen können. Wir wollen weiter den Körper **I** so bemessen, dass der ihn speisende Abdampf (gemischt mit dem Brüden von **3**) etwa 113° hat, entsprechend einem Überdruck von wenig über 0,5 At. Wir verfügen also in **I** über ein Gesamtgefälle von 113—102 = 11° und, bei einem Gefällverlust von 5,5° über ein nutzbares Gefälle von 11—5,5 = 5,5°. Die Vorkörper **2** und **3** wollen wir so gross wählen, dass wir mit einem nutzbaren Gefälle von je 4,5 und 5° auskommen. Dann wird der Brüden in **2** (bei einem Gefällverlust

von 2,5° in 3) um 5 + 2,5 = 7,5° heisser sein als in **I**; er wird also 113 + 7,5 = 120,5° haben. Der Brüden von 1 ist dann um die Summe des nutzbaren (4,5°) und nutzlosen (2°) Gefälles in 2 heisser; er hat also 120,5 + 4,5 + 2 = 127°. Das ist bei Kestner und jedem andern, zweckmässig für geringen Saftraum gebauten Verdampfer ohne Bedenken zulässig. Da man mit dem Frischdampfdruck beliebig hoch gehen kann, so wählen wir — um Heizfläche zu sparen und mit denkbar kleinem Saftraum auszukommen — hier ein nutzbares Gefälle von etwa 15°. Der Frischdampf muss also (bei einem Gefällverlust von 1,5°) 127 + 15 + 1,5 = 143,5° haben, entsprechend einem Druck von etwa 3 At.

Mit Hilfe der Tafel 18 können wir die Leitungzahlen in **1**, **2**, **3** und **I** auf je 60, 55, 45 und 30 schätzen. Hier sind die in jedem Körper etwa zu erwartenden Saftdichten berücksichtigt und ausserdem ist ein Abschlag von 10 bis 30 %, wegen der nach längerer Betriebzeit eintretenden Leitungsverringerung, gemacht.

Unter der Voraussetzung, dass in 1 etwa 6,66 % Dampf zum Anwärmen des Saftes bis zur Siedehitze nötig sind (um 4 % mehr als in Beispiel 22, wegen der um etwa 20° höheren Hitze) muss demselben 16,33 + 6,66 = 23 % Dampf zugeführt werden.

Auf Grund all dieser Erwägungen ergibt sich für die einzelnen Körper folgende Berechnung:

1. $691{,}9 \frac{23}{100} 530 = 84343$ WE; $\frac{84343}{15 \cdot 60} = 93{,}7$ qm

2. $691{,}9 \frac{16{,}33}{100} 530 = 59830$ „ $\frac{59830}{4{,}5 \cdot 55} = 241{,}7$ „

3. $691{,}9 \frac{16{,}33}{100} 530 = 59830$ „ $\frac{59830}{5 \cdot 45} = 265{,}9$ „

I. $691{,}9 \frac{47}{100} 530 = 172377$ „ $\frac{172377}{5{,}5 \cdot 30} = 1044{,}8$ „

Zur Deutlichkeit wollen wir die hier in Frage kommenden Werte wie folgt zusammenstellen:

Frischdampf von 143,5°

16,33 + 6,66 = 23 % *) → 1 —16,33→ 2 —16,33→ 3 —16,33→ I ↑ 47 %

Abdampf von 113° = 30,66 % → ———————————→ I

Wasserverdampfung	16,33 +	16,33 +	16,33 +	47	= 96°
Nutzbares Gefälle	15 +	4,5 +	5 +	5,5	= 30°
Gefällverlust	1,5 +	2 +	2,5 +	5,5	= 11,5°
Gesamtgefälle	16,5 +	6,5 +	7,5 +	11	= 41,5°
Brüdenhitze	127°	120,5	113°	102°	
Leitungszahl	60	55	45	30	
Übertragene WE	84 343	+ 59 830	+ 59 830	+ 172 377	= 376 380
Heizfläche	93,7 +	241,7 +	265,9 +	1044,8	= 1646,1 qm.

*) Von diesen 23 % vertauen 6,66 %, welche zum Saftanwärmen dienen, ohne Wasser zu verdampfen.

Selbstverständlich brauchen wir uns auch hier nicht allzu ängstlich an die errechneten Zahlen zu halten. 5 bis 10% Heizfläche in den Einzelkörpern mehr oder weniger bedingen noch keine wesentliche Verschiebung in der Verteilung des Wärmegefälles. Dem Körper **I** geben wir rund 100 qm; **2** und **3** wählen wir zur Bequemlichkeit der Ausführung gleich gross, etwa zu 260 qm; den Körper **I** aber zerlegen wir zweckmässig in drei gleiche Einheiten zu je 350 qm. Wir nützen dann die günstige Gelegenheit aus und lassen den Saft alle drei Abteile der Reihe nach durchlaufen; bei geringem Tieferstellen der nachfolgenden kann das bei genügend weiten Verbindungen selbsttätig erfolgen.*) Man hat dann den Vorzug, dass nicht überall ganz dicker Saft kocht, sondern nur im letzten Abteil. Das wirkt selbstverständlich sehr günstig auf die Wärmeübertragung in den beiden ersten Abteilen, denn die Leitungzahl ist, wie aus Tafel 18 ersichtlich, bei derselben Hitze eine ganz andre bei 55 und 75° Bx. Im letzten Abteil könnte dann der Saft, wenn man es will, bis auf etwa 80° Bx. eingedickt werden; auch könnte der Saft vom ersten Abteil gefiltert werden und erst dann in das zweite Abteil gehen.

Wegen der niedrig gewählten Leitungzahlen werden sich die errechneten Hitzegrade in der Vorverdampfung nicht sobald einstellen. Anfangs werden in **1** kaum mehr als 122° herrschen, was ja nicht von Nachteil ist.

---

*) Die Dampfräume der I-Abteile werden zweckmässig auch unter einander verbunden; die Brüdenleitung nach den Verbrauchstellen müsste dann vom letzten Abteil ausgehen. Der geringe Druckabfall von einem zum andern würde dann auch das Saftüberströmen begünstigen.

Der Vergleich der Gesamtheizflächen in den Beispielen 22 und 23 (1639 gegen 1646 qm) zeigt ein fast völliges Übereinstimmen. Eine Anlage ohne Tauer fällt also nicht grösser aus. Alle sonstigen Vorzüge und Vereinfachungen erlangt man kostenlos.

Beispiel 24. Wie gross muss der Wärmer genommen werden, wenn bei einer Rübenverarbeitung von 400 000 kg der Rohsaft von 35 auf 85° angewärmt werden soll, und zwar unter Anwendung von Brüden vom II. Körper mit 95°? — Der Saftabzug sei 120 %, die Leitungzahl 22.

Laut Tafel 19 ist die Rübenverarbeitung j. M. 276,8 kg; laut Tafel 3 S. 29 sind für diesen Fall auf 100 kg Rüben 5400 WE erforderlich, auf 276,8 kg also $276{,}8 \times \frac{5400}{100} = 14\,947$ WE. Das mittlere Wärmegefälle berechnet man nach H a u s b r a n d t zu 27,9°, daher die laut Gleichung 37 erforderliche Heizfläche

$$\frac{14\,947}{27{,}9 \times 22} = 24\,4 \text{ qm.}$$

Einfluss der Einzelstellen auf den Gesamtdampfverbrauch.

Wir könnten unsere Aufgabe der Aufstellung leitender Grundsätze, welche bei dem Ausbau der Dampfwirtschaft eines Zuckerwerks von Wichtigkeit sind, als erfüllt betrachten; wir wollen aber der Vollständigkeit halber noch einige Fragen, welche nur zu oft die Seele des Zuckertechnikers bewegen, vom Standpunkte des Dampfverbrauchs betrachten.

Wir wollen nochmals alle einzelnen Verbrauchstellen der Reihe nach überschauen und auf Grund des uns jetzt Bekannten die Arbeitweise von unserem Standpunkt beurteilen. Als Leitsatz möge man sich immer vergegenwärtigen, dass jede Gesamtdampfersparnis eine Grenze hat, dass man bei geeigneter Einrichtung wohl die Verdampfungskosten vom Saft bis zum Dicksaft sparen kann, der Verbrauch aller andern Stellen im vollen Werte von den Dampfkesseln geliefert werden muss; gleichviel ob unmittelbar als Frischdampf, auf dem Umweg durch die Dampfzylinder als Abdampf, oder auf noch weiterem Wege als Brüden. Jede Dampfersparnis der Einzelstellen kann bei guter Wirtschaft als voller Gewinn ein-

geschätzt werden. Es ist falsch zu sagen: „Wir beheizen diese oder jene Stelle mit Brüden, der kostet nicht so viel.“ Es ist falsch, denn nur bei schlechter Dampfwirtschaft ist Brüden weniger kostbar als Frischdampf. Bei höchster erreichbarer Dampfausnützung — wenn nichts von der Verdampfung zum Tauer geht — kosten alle Dampfarten g l e i c h v i e l. Denn wenn aller Brüden nutzbar gemacht ist, bedingt die Verschwendung von 1 kg Brüden einen Mehrverbrauch von 1 kg Frischdampf.

1. Was verliert man bei einer kleinen Auslaugung durch übermässigen Saftabzug; welche Ersparnis würde eine grosse Gefässkette ergeben?

Um solche Frage zu beantworten, ist es erforderlich, von der Auslaugung aus alle folgenden Arbeitstellen zu durchschauen. Tun wir das und sehen wir nach, wo und wieviel Mehrverbrauch jede 10% Mehrabzug verursachen!

Auslaugung. Die Tafel 2 zeigt, dass der Dampfverbrauch in der Kette mit Verringerung des Saftabzuges nicht nur nicht fällt, sondern im Gegenteil bei üblichen Arbeitsverhältnissen (wo das Druckwasser wärmer als der abgezogene Saft ist) sogar etwas steigt. Ausserdem sind die Verluste durch äussere Abkühlung bei grösseren Gefässen unvermeidlich grösser. Hier steigt also der Dampfverbrauch etwas mit Vergrösserung der Kette.

Rohsaftwärmer. Tafel 3 ergibt, dass die Verringerung des Saftabzuges um 10%, bei der üblichen Anwärmung um 50°, der Wärmebedarf um etwa 0,8% fällt.

Sättigung. Man kann sich leicht davon überzeugen, dass alle Posten, welche wir an betreffender

Stelle (S. 37—40) unter den Zeichen B, C, D, E und F zusammengefasst haben, vom Saftabzug unabhängig sind; von letzterem wird nur der Posten A beeinflusst. Bei den Sättigungen ist der mittlere Wärmeunterschied zwischen dem Saft, welcher in die I. Stufe eintritt, und demjenigen, welcher zur Verdampfung geht, etwa 10°. Jede 10% Wasser mehr verursachen also einen Mehraufwand von Dampf in der Höhe von $\frac{10 \cdot 10}{540} = 0{,}185\,\%$.

Verdampfung. Bei einer vierfachen Verdampfung ohne Brüdenablenkung verursachen jede 10% Wasser mehr einen Mehraufwand von $\frac{10}{4} = 2{,}5\,\%$ Dampf; bei geringerer Körperzahl entsprechend mehr. Je mehr Brüden zu Heizzwecken abgelenkt wird, desto weniger kostet die Wasserverdampfung. Wird alles abgelenkt, geht gar kein Brüden zum Tauer, so kostet sie, wie die Entwürfe 12 und 13 beweisen, gar nichts.

Alle weiteren Stellen verursachen keinen Mehraufwand, sobald die Verdampfung stark genug ist, um immer genügend dicke Säfte zu liefern.

Indem wir alle aufgeführten Posten zusammenzählen, finden wir, dass bei einem Vierkörper und bei Anwendung von Frisch- oder Abdampf zur Beheizung der Wärmer und Sättigung auf je 10% Mehrabzug 3,5% Dampf mehr verausgabt wird. Wird der Wärmer vom II. Körper beheizt, so fällt hier die Mehrausgabe um 50%, also von 0,8 auf 0,4%, und der Gesamtverbrauch von 3,5 auf 3,1%. Bei vollständiger Brüdenausnützung, sodass nichts davon zum Tauer geht, fällt der Posten 2,5% für die Wasserverdampfung ganz weg und es bleiben nur 0,6%.

Natürlich darf man bei Vergrösserung der Kette die biologischen Zuckerverluste nicht aus dem Auge verlieren, denn diese wachsen mit der Dauer der Auslaugung. Kleinere Gefässe sind oft genug ein kleineres Übel.

2. Wie beeinflusst den Dampfverbrauch die Erbauung eines Kalkofens, statt der Entnahme des Gases aus dem Rauchkanal bei Holzfeuerung?

Dieser Einfluss ist unmittelbar aus der Tafel 9 zu ersehen, denn sie gibt klaren Aufschluss darüber, wie sich der Dampfverbrauch bei verschiedenem Kohlensäuregehalt und Kalkzugabe gestaltet, wenn die abziehenden Gase durchschnittlich 80° haben. So ergibt z. B. der Übergang von 15% Gas zu 28%, bei 3% Kalk, eine Ersparnis von 19,11—11,76 = 7,35%. Für andere Wärmestufen müsste eine Berichtigung nach Tafel 7 eintreten. Diese ergibt z. B. zwischen 80 und 75° bei 15% Gas auf je 1% Kalk einen Unterschied von 3,87—2,73 = 1,14%; bei 28% Gas 1,42—1,00 = 0,42%. Bei 3% Kalk würde also der Unterschied zwischen 80 und 75°

$$(1{,}14 - 0{,}42)\ 3 = 2{,}16\%$$

betragen. Bei 75° wäre also die Ersparnis gleich 7,45 — 2,16 = 5,29%.

3. Wie wird der Dampfverbrauch durch eine Mehrzugabe von 1% Kalk beeinflusst?

Erhöhte Kalkzugabe bedingt grösseren Dampfverbrauch in der Sättigung, sowie erhöhte Leistung der Verdampfung.

Sättigung. Diese Frage beantwortet Tafel 7, welche zeigt, dass z. B. bei 80° Wärme, je nach CO_2-Gehalt, dieser Dampfverbrauch auf 1% Kalk bei

30% CO_2 — 1,28%, bei 25% — 1,71%, bei 20% — 2,42 und bei 15% — 3,87% beträgt.

Verdampfung. Mit jedem 1% Kalk mehr wird etwa 4% Wasser eingeführt, welches zu seiner Verdampfung im Vierkörper 1% Dampf verbraucht.

Im ganzen vermehrt also jedes 1% CaO den Dampfverbrauch bei 80° und 30% Gas um 2,28; bei 25% — um 2,71; bei 20% — um 3,42 und bei 15% — um 4,87%. Bei einer Verdampfung ohne Tauer kostet die Wasserverdampfung gar nichts und es verbleiben nur die Mehrkosten der Sättigung.

4. Wie verändert sich der Dampfverbrauch bei Abweichung in der mittleren Sättigungshitze um 5°?

Diese Frage beantwortet die Tafel 7, wenn man den Unterschied zwischen zwei übereinanderstehenden Zahlen mit der Kalkzusatzzahl malt und das Ergebnis bei vierfacher Verdampfung um 25% verringert; denn die Verdampfung von je 4% Wasser in der Sättigung verringert den Dampfverbrauch bei der Verdampfung um 1%.

So erspart bei 25% Gase und 3% Kalk der Übergang von 85 zu 80° bei einem Vierkörper

$$(2{,}56 - 1{,}71)\ 3 \times \frac{75}{100} = 1{,}91\,\%;$$

beim Übergang von 80 auf 75° —

$$(1{,}71 - 1{,}20)\ 3\ \frac{75}{100} = 1{,}15\,\%.$$

Bei einer andern Verdampfung als hier angenommen ändert sich die Rechnung insofern, als statt der Zahl 75 die jeweilige Gütezahl der Anlage (S. 86) gesetzt werden muss.

5. Wieviel mehr Gesamtdampf wird durch Anwendung von Dampfschnattern statt Schlangen und Heizrohrbündeln bei der Sättigung verausgabt?

Der Dampfverbrauch bei der Sättigung selbst bleibt fast unverändert, ganz unabhängig davon, ob mit Schnattern oder Schlangen gearbeitet wird; aber bei Schnattern geht das ganze Tauwasser in den Saft über und muss dann unter Aufwand $\frac{1}{4}$ der zur Sättigung verbrauchten Menge im Vierkörper bezw. $\frac{1}{3}$ im Dreikörper wieder verdampft werden. Also bedingen Dampfschnattern bei 14% Dampfverbrauch einen Mehraufwand von $\frac{14}{4} = 3{,}5\%$ im Vierkörper und $\frac{14}{3} = 4{,}67\%$ im Dreikörper. Ganz natürlich kann dieser Mehrverbrauch noch bedeutend anwachsen, wenn nasser Dampf verwendet wird. Je vollkommener die Verdampfung, desto weniger schadet die Verdünnung. Ist der Gütegrad der Anlage = 100, so schadet sie mitunter gar nicht.

Wenn die Verhältnisse dazu zwingen, Dampfschnattern zu verwenden, so soll man wenigstens Sorge tragen, dass der Dampf an einer möglichst trockenen Stelle der Leitung entnommen wird (nicht etwa am Ende einer Hauptdampfleitung), oder noch besser, dass er vorher durch einen Wasserabscheider geht.

6. Um wieviel höher ist der Dampfverbrauch bei Verwendung von Dampfschnattern zum Dicksaft- und Sirupanwärmen?

Wenn die Kornkocher ausschliesslich mit Frischdampf beheizt werden, so muss hier das überschüssig eingeführte Wasser mit einem Aufwand von 1,1% Dampf auf je 1% Wasser wieder verdampft werden. Hier stellt sich also die Verwendung von Dampfschnattern als ein sehr teures Anwärmeverfahren heraus.

7. Um wieviel höher ist der Dampfverbrauch bei Anwärmung der zurückgenommenen Kläre und Abläufe durch Dampfschnattern?

Die Antwort auf diese Frage geben die Lösungen der Fragen 5 und 6, je nachdem, wohin man diese Zugaben führt, in den Dünnsaft, also vor die Verdampfung, oder in den Dicksaft, also hinter diese.

8. Wie ändert sich der Dampfverbrauch, wenn statt Dicksaft von 60° Bx. solcher von 50, 40° oder 80° verkocht wird?

Laut Beispiel 8, S. 52, erhält man (bei der von mir in's Auge gefassten Arbeitsweise) 37,85% Dicksaft von 60° Bx. Würde er als Dicksaft von 50° von der Verdampfung abgepumpt, so hätte man mehr davon, nämlich $37{,}85 \frac{60}{50} = 45{,}42\%$. Die Kornkocher hätten also um $45{,}42 - 37{,}85 = 7{,}57\%$ mehr Wasser zu verdampfen, was mit einem Dampfaufwand von $7{,}57 \times 1{,}1 = 8{,}33\%$ zu erreichen wäre.

Bei 40° Bx. würde die Dicksaftmenge $37{,}85 \frac{60}{40} = 56{,}77\%$ ausmachen, die Verkochung hätte um $56{,}77 - 37{,}85 = 18{,}92\%$ Wasser mehr zu verdampfen, und zwar mit einem Mehraufwande von $18{,}92 \times 1{,}1 = 20{,}81\%$ Dampf.

Würde man den ganzen Dicksaft auf 80° Bx. bringen, so bekäme man davon $37{,}85 \frac{60}{80} = 28{,}39\%$. Es wären also $37{,}85 - 28{,}39 = 9{,}46\%$ Wasser weniger zu verdampfen und der Dampfverbrauch wäre dann um $9{,}46 \times 1{,}1 = 10{,}4\%$ geringer.

Schlussbetrachtung.

Dieses Buch handelt nur von den durch Verbesserung der Dampfausnützung und der Arbeitweise erreichbaren Dampfersparnissen. Es ist sehr wohl denkbar, einen Teil der in den Abgasen der Dampfkessel enthaltenen Wärme als Ersatz für Dampf im Betrieb nutzbar zu machen. Man denkt hier gewöhnlich nur an Speisewasservorwärmer usw., das ist aber nicht die einzige und vielleicht nicht die beste Möglichkeit, das gut zu machen, was bei der Kesselanlage gesündigt ist. Ich möchte nur darauf hingewiesen haben, dass man oft genug einen guten Teil der hier verloren gehenden Wärme sehr wohl zum unmittelbaren Saftanwärmer verwerten könnte. Würde man einen Abschnitt des Rauchzuges (nach Abfang des grössten Teiles der Flugasche) so herrichten, dass man den oben zerstäubten oder von Stufe zu Stufe in dünner Schicht abfliessenden Saft unten verlustlos auffangen kann, so könnte man ihn kostenlos bis nahe an 100° vorwärmen. So weit mir bekannt, enthalten die Abgase keine für den Saft schädlichen Stoffe. Die Kohlensäure wie die schweflige Säure können viel eher nützen als

schaden und das bischen Flugasche wird mit dem übrigen Schlamm durch die Pressen entfernt. Auf diese Weise könnten in vielen Fällen 10 bis 15% der im Brennstoff enthaltenen Wärme ausgenützt und ebensoviel von dem im Betrieb sonst verbrauchten Dampf gespart werden. Bei 45 bis 60% Dampfverbrauch würden das also 5 bis 9% Dampfersparnis bedeuten.

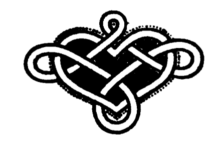
Abgesehen von dieser Möglichkeit ergibt sich für ein Werk, das die von uns zugrunde gelegte Arbeitsweise befolgt, bei Beheizung der Auslaugung und Rohsaftwärmer vom II. Körper einer vierfachen Verdampfung (Entwurf 2) ein Dampfverbrauch von etwa 75 % vom Rübengewicht, welcher bei etwas besserer Einrichtung, laut Entwurf 3, bis 70 % fällt. Bei besseren Maschinen, welche mit Dampf von höherer Spannung gespeist werden, ist es möglich, einen Vorkörper mit 8 bis 16 % Frischdampf zu speisen (Entwurf 4 und 5), wobei der Dampfverbrauch auf 66 bezw. 64,56 % zurückgeht. Werden die Kornkocher ausschliesslich mit Brüden beheizt und die Verwendung dieses letzteren so weit getrieben, dass für den Tauer nichts mehr übrig bleibt, so kommt man auch bei verringerter Körperzahl bis auf 60%. Bei besten Maschinen mit geringem Saftabzuge, bei Trockenkalk, beim Eindicken des Dicksaftes bis 80° Bx. (Entwurf 16 und 17) kann man bis 44% herunter kommen. Anderseits ist es ja klar, dass man bei dünnem Dicksaft, Dampfschnattern in der Sättigung, unvollkommener Ausnützung des Abdampfs und ähnlichen Mängeln der Einrichtung und Arbeitsweise auf 100% und darüber kommen kann. Auf Grund dieser Zahlen fällt es nicht schwer zu erwägen, wie gross dabei der Brennstoffverbrauch sein kann.

In allen unseren Berechnungen wurde angenommen, dass das Brüdenwasser die Heizkammern mit einer dem Dampf nahekommenden Hitze verlässt. Da zum Speisen der Kessel nur ein Teil dieses Wassers erforderlich ist, so fällt es nicht schwer, für diesen Zweck denjenigen Teil zu wählen, welcher nicht unter 100° hat. Bei diesen Verhältnissen kann man sogar bei mittelmässiger Ausnützung einer mittelguten Steinkohle auf 8fache Verdampfung rechnen. Unter den günstigen Verhältnissen, welche in Zuckerwerken obwalten (Abwesenheit von Kesselstein, die Möglichkeit guter Betriebsüberwachung, die Verwendbarkeit von Dampfkesseln, welche die höchste Ausnützung gestatten) ist auch eine 9fache Verdampfung noch keine besonders hohe Leistung. Daher soll der Verbrauch an mittelguter Steinkohle in Werken, welche nach den Entwürfen 2 bis 5 eingerichtet sind, 8 bis 9% nicht übersteigen. Bei sehr guter Kohle und sonstigen günstigen Arbeitsverhältnissen kann er bis 5—6% fallen.

Es wäre wohl überflüssig, noch besonders hervorzuheben, dass eine gut durchdachte Dampfwirtschaft ein Vorteil ersten Ranges für ein neuzubauendes Werk ist, da durch Herabsetzung des Dampfverbrauchs sich nicht nur die Verarbeitungskosten, sondern auch die Baukosten vermindern, weil dabei die Abmessungen des Kesselhauses, des Tauers, der Luft-, Wasser- und Ammoniak-Pumpen und -Leitungen kleiner werden.

Anders stellt sich natürlich die Sache, wenn es darauf ankommt, in bestehenden Werken die Dampfwirtschaft zu ordnen; denn hier müssen die zu erwartenden Ersparnisse streng mit den damit verknüpften Kosten, für jede der in Aussicht ge-

nommenen Maassnahmen besonders abgewogen werden, wobei es sich oft genug herausstellen wird, dass es besser ist, lieber etwas mehr Brennstoff zu verbrauchen, da hier das Allerbeste zu teuer werden kann. Immerhin gibt es auf diesem Gebiete in den bestehenden Betrieben meist noch ein sehr dankbares Feld zur Kapitalanlage mit guter Aussicht auf vorzügliche Verzinsung.



Anzeigen.



